



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO EN UNA PLANTA
DE COQUIZACIÓN RETARDADA**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A :

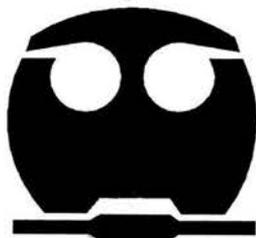
DIANA MEJIA SANCHEZ

MEXICO, D.F.



2004

**EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA**





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

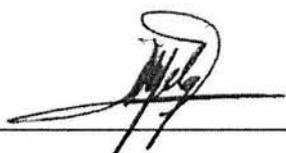
| | |
|---------------|-------------------------------------|
| Presidente | Prof. Rojo y De Regil Eduardo. |
| Vocal | Prof. Medina Oropeza Jaime. |
| Secretario | Prof. Cruz Gómez Modesto Javier. |
| 1er. Suplente | Prof. Domínguez Betancourt Ramón E. |
| 2º. Suplente | Prof. Flores Puebla Euberto Hugo. |

SITIO EN DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

*Refinería "Francisco I. Madero",
Ciudad Madero, Tamaulipas.*

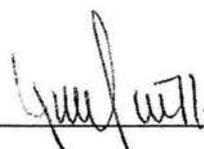
*Laboratorio E-212,
Edif. E de la Facultad de Química, UNAM.
México, D.F.*

Asesor



Dr. M. Javier Cruz Gómez.

Supervisor técnico



Ing. Majco A. González Pérez.

Sustentante

Diana Mejía S.

Diana Mejía Sánchez.

AGRADECIMIENTOS

A mis padres Celia Sánchez y Francisco Mejía por todo su amor, comprensión, apoyo y su esfuerzo por ofrecerme la mejor educación.

A mis hermanos Francisco y Verónica por todo su afecto y ayuda que me han brindado desde siempre.

A todos mis amigos.

A mis compañeros de equipo y amigos del CEASPA.

A mi asesor el Dr. M. Javier Cruz Gómez y a mis sinodales Eduardo Rojo y Jaime Medina por el tiempo que dedicaron a la revisión de este trabajo.

A mis profesores de la Facultad de Química y a la Universidad Nacional Autónoma de México por la formación que me brindaron.

A PEMEX por las facilidades otorgadas para la elaboración de este trabajo, en especial a los ingenieros de la planta coquizadora de la refinería Francisco I. Madero.



CONTENIDO

| | Pág. |
|--|------|
| Abreviaturas | iii |
| INTRODUCCIÓN | 1 |
| Objetivos | 5 |
| Etapas de desarrollo del proyecto | 6 |
| | |
| I ANTECEDENTES | 7 |
| A Características de la empresa | 7 |
| 1 Elemento 12 del SIASPA: "Análisis de Riesgos" | 10 |
| B Administración de riesgos | 12 |
| C Técnicas de evaluación de riesgos | 16 |
| 1 Definición de términos | 16 |
| 2 Análisis preliminar de riesgos (ARP) | 18 |
| 3 Índice Dow de fuego y explosión | 18 |
| 4 Índice Mond de incendio, explosión y toxicidad | 19 |
| 5 Análisis histórico de accidentes | 20 |
| 6 Listas de verificación | 21 |
| 7 Auditorias de seguridad | 22 |
| 8 Análisis "¿Qué pasa si...?" (What-If) | 23 |
| 9 Análisis de modo de fallas y eventos (FMEA) | 24 |
| 10 Análisis de peligros y operabilidad (HazOp) | 25 |
| 11 Análisis de error humano (HEA) | 27 |
| 12 Revisión de técnicas de operación (TOR) | 27 |
| 13 Análisis de árbol de fallas (FTA) | 27 |
| 14 Análisis de consecuencias | 29 |
| D Normatividad | 31 |
| | |
| II TRABAJO DE CAMPO | 34 |
| A Descripción del área de estudio | 34 |
| B Descripción del proceso | 37 |
| 1 Coquización | 37 |
| 2 Fraccionamiento | 39 |



| | | |
|-----|---|-----|
| 3 | Generación de vapor | 40 |
| 4 | Planta de gas | 40 |
| C | Selección de métodos para el análisis de riesgos | 46 |
| D | Análisis de peligros y operabilidad (HazOp) | 48 |
| 1 | Preparativos para el estudio | 48 |
| 2 | Aplicación de la técnica | 49 |
| 3 | Selección de circuitos y nodos | 55 |
| E | Análisis de árbol de fallas | 80 |
| 1 | Metodología del análisis de árbol de fallas | 80 |
| 2 | Identificación del evento tope | 84 |
| F | Análisis de consecuencias | 84 |
| 1 | Consideraciones para el análisis de consecuencias | 85 |
| 2 | Descripción de los escenarios | 89 |
| III | RESULTADOS | 92 |
| A | Análisis de peligros y operabilidad | 92 |
| B | Análisis de árbol de fallas | 94 |
| C | Análisis de consecuencias | 100 |
| | CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES | 110 |
| | BILIOGRAFÍA | 113 |
| | ÍNDICE DE TABLAS | 115 |
| | ÍNDICE DE FIGURAS | 117 |



ABREVIATURAS

| | |
|----------------|---|
| AC | <i>Análisis de Consecuencias.</i> |
| API | <i>Instituto Americano del Petróleo. American Petroleum Institute.</i> |
| ASME | <i>Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos. American Society of Mechanical Engineers.</i> |
| BLEVE | <i>Explosión por Expansión del Vapor de un Líquido en Ebullición. Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion.</i> |
| DFP | <i>Diagrama de Flujo de Proceso.</i> |
| DTI | <i>Diagrama de Tubería e Instrumentación.</i> |
| FMEA | <i>Análisis de Modos de Fallas y Efectos. Failure Model Effects Analysis.</i> |
| FTA | <i>Análisis de Árbol de Fallas. Fault Tree Analysis.</i> |
| GOLC | <i>Gasoleo Ligero de Coquizadora.</i> |
| GOPC | <i>Gasoleo Pesado de Coquizadora.</i> |
| HAZOP | <i>Análisis de Peligros y Operabilidad. Hazard and Operability Studies.</i> |
| HEA | <i>Análisis de Error Humano. Human Error Análisis.</i> |
| HEL | <i>Límite superior de Inflamabilidad.</i> |
| IDLH | <i>Immediately Dangerous for Life or Health.</i> |
| INE | <i>Instituto Nacional de Ecología.</i> |
| ISO | <i>International Organization for Standarization.</i> |
| LEEGEPA | <i>Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente.</i> |



| | |
|---------------|---|
| LEL | <i>Límite Inferior de Explosividad.</i> |
| MDPP | <i>Máximo Daño Probable a la Propiedad.</i> |
| NFPA | <i>Asociación Nacional de Protección contra Fuego. National Fire Protection Association.</i> |
| OP | <i>Onda de Presión.</i> |
| OSHA | <i>Administración de la Seguridad y Salud Ocupacional. Occupational Safety and Health Administration.</i> |
| PFFA | <i>Procuraduría Federal de Protección al Ambiente.</i> |
| PHA | <i>Análisis Preliminar de Riesgos. Preliminary Hazard Analysis.</i> |
| PHAST | <i>Herramienta de Seguridad de Análisis de Riesgos de Proceso. Process Hazard Analysis Safety Tool.</i> |
| PPA | <i>Programa para la Prevención de Accidentes.-</i> |
| RT | <i>Radiación Térmica.</i> |
| SIASPA | <i>Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental.</i> |
| T | <i>Dispersión de Sustancia Tóxica.</i> |
| TOR | <i>Revisión Técnica de Operación. Tecnic Operation Review.</i> |



INTRODUCCIÓN



INTRODUCCIÓN

La industria ha alcanzado una enorme importancia debido al aumento en el nivel de vida del hombre que ha generado, sin embargo el costo de este crecimiento se ve reflejado en la calidad de la vida humana y en la pérdida irreparable de recursos naturales.

Hoy en día existen plantas químicas de gran tamaño, habiéndose incrementado en un orden de magnitud la capacidad de algunas unidades en los últimos 20 años. Como es lógico, este crecimiento, tanto en número de industrias como en la capacidad de éstas, ha aumentado el número de personas (dentro de las plantas de proceso y entre el público general) que pueden estar expuestas a las consecuencias de una accidente industrial. El significativo desarrollo industrial y el creciente aumento demográfico han contribuido a que tanto la producción de sustancias químicas y materiales peligrosos como el uso masivo de ellos incrementen la probabilidad de que se ocasionen efectos adversos en la salud de la población y la integridad del ambiente; es decir, de que se produzcan riesgos.

La calidad de vida que la sociedad percibe ya no se asocia sólo al nivel de los productos y servicios accesibles, sino también a la seguridad de las industrias que los producen. Las empresas por su parte, han correspondido, en general, a las demandas de la sociedad, lo que ha dado origen a la aparición de programas de gestión medioambiental y de seguridad que se van extendiendo paulatinamente a la mayor parte de la industria química. Es indudable que la presión legislativa ha contribuido decisivamente a esta tendencia, pero es justo reconocer que también ha existido un cambio de mentalidad importante en la parte industrial, aunque no hay un beneficio económico a corto plazo, es obvio que la reducción de accidentes o incidentes garantiza una mayor rentabilidad en las operaciones de una empresa.

Con el transcurso de los años el ser humano aprendió a construir sin percances por prueba y error, aprendiendo de sus errores y transmitiendo las reglas de las lecciones aprendidas. Entonces, las personas fueron capaces de diseñar estructuras simples y sistemas basados en condiciones dadas por la experiencia. Actualmente, resulta enormemente difícil realizar un programa que pretenda mejorar el nivel de seguridad de



un proceso determinado utilizando únicamente la experiencia y la intuición, sin el apoyo de una herramienta capaz de examinar sistemáticamente los complejos sistemas de seguridad que se plantean en una industria como la petrolera.

La seguridad fue construida de forma que los diseños procuraran un margen más allá de los requerimientos calculados, Sin embargo, los márgenes de seguridad por sí mismos no aseguran el uso seguro de una pieza de un equipo, mucho menos el de un proceso completo.

El uso indebido de un equipo es tan importante como el diseño del mismo. Error humano, mantenimiento deficiente después de la instalación y las interacciones del sistema o parte del equipo con el medio ambiente o con otros sistemas puede ser pasado por alto en el proceso de diseño con efectos desastrosos.

El manejo de riesgos implica una forma de control, el cual es definido como el mantenimiento del comportamiento de un sistema (producción, almacenamiento, transporte, transformación y disposición final) dentro de los límites deseados. Estos límites son y deben ser adaptados no sólo a la naturaleza y a la magnitud del riesgo, también se calculan tomando en consideración los factores globales sociales, culturales, políticos, ecológicos y económicos, de los cuales depende el riesgo o sobre los cuales puede repercutir. Esto es una de las responsabilidades que la Secretaría de Desarrollo Social ejerce a través de dos de sus órganos desconcentrados: la Procuraduría Federal de Protección al Ambiente (PFPA) y el Instituto Nacional de Ecología (INE)¹.

Afortunadamente es posible eliminar o controlar los riesgos que son inherentes a la industria, para esto es necesaria la aplicación de ciertos métodos o técnicas para identificar los peligros de una actividad y así diseñar métodos o buscar condiciones en las que estos peligros sean minimizados.

Los métodos de identificación de peligros y evaluación de riesgos son métodos prácticos usados actualmente en la industria. Algunos son simples y fáciles de entender y

¹ MÉXICO, INSTITUTO NACIONAL de ECOLOGÍA, *Impacto, riesgo, verificación normativa y auditoría ambiental*, http://www.ine.gob.mx/ueajei/publicaciones/libros/30/p2impacto.html?id_pub=30



algunos son altamente estructurados y sistemáticos. Son necesarios métodos rigurosos y sistemáticos cuando se analizan sistemas altamente complejos o sistemas con alto potencial de riesgo para asegurar que todos los posibles peligros sean identificados.

Es por esto que PEMEX, una de las empresas más importantes de México, requiere y realiza este tipo de estudios para cumplir con su compromiso con sus empleados y con la sociedad.

En el informe de seguridad y medio ambiente del año 2002² de PEMEX se habla sobre los esfuerzos de esta empresa para mejorar el cumplimiento normativo y el manejo de riesgos, a través del Sistema de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA), dando como resultado una tendencia favorable en la reducción de la accidentabilidad.

Para continuar con esta tendencia la refinería Francisco I. Madero en Ciudad Madero, Tamaulipas, está llevando a cabo varios análisis de riesgos de proceso para mejorar la seguridad de las plantas y cumplir con las recomendaciones de las compañías reaseguradoras internacionales, así como para continuar con la aplicación de los elementos 11, 12, 13 y 17 del SIASPA referentes a tecnología del proceso, análisis de riesgos, administración del cambio e integridad mecánica respectivamente.

En lo que respecta la planta en estudio es importante destacar su importancia en la generación de energéticos debido a que actualmente el crudo tiende a tener más largas cadenas moleculares que el crudo ligero disponible en el pasado, por lo tanto, se requiere de esta técnica de refinación para aprovechar al máximo el valor industrial de los combustibles pesados.

La coquización retardada, diferente de otras operaciones de refinado de petróleo, es un proceso "semi-batch", la etapa "batch" de la operación (descrita en el capítulo II como "ciclo de coquización") presenta riesgos únicos y es responsable de la mayoría de los accidentes serios atribuidos a plantas de coquización retardada. La etapa continua

² PEMEX, *Informe de seguridad, salud y medio ambiente. Seguridad industrial*, México, 2002, 3 p.
<http://www.pemex.com/files/seguridad/Seguridadindustrial.pdf>



(carga, calentamiento, fraccionamiento y tratamiento de gas) es generalmente similar a otras operaciones de la refinería, y también serán analizadas en este trabajo.

En años recientes, las operaciones de coquización han resultado en un número considerable de accidentes a pesar de los esfuerzos efectuados entre muchas refinerías para compartir información con respecto a mejores prácticas para la seguridad y fiabilidad en procesos de coquización retardada³.

³ OCCUPATIONAL SAFETY AND HEALTH ADMINISTRATION, *Safety and Health Information Bulletin. Hazards of Delayed Coker Unit (DCU) Operations, U.S., 2003, p 2.* <http://www.osha.gov/dts/shib/shib082903c.html>.



Objetivos

- Aplicar la técnica HazOp (Hazard and Operability) para identificar los peligros y las desviaciones de la intención del diseño en la operación de una planta de coquización retardada que provocarían un accidente.
- Realizar un análisis de árbol de fallas (FTA) a equipos críticos con el propósito de cuantificar la probabilidad de que ocurra un accidente.
- Determinar las consecuencias de un posible accidente en equipos críticos para representar gráficamente las zonas de afectación en la planta.
- Proponer recomendaciones para mejorar la operación de la planta, reducir la probabilidad de ocurrencia de un evento indeseable y/o mitigar las consecuencias de un accidente en base a los resultados obtenidos por el análisis de riesgos.



Etapas de desarrollo del proyecto

A continuación se enumeran las actividades realizadas para llevar a cabo el análisis de riesgos de la planta de Coquización Retardada (U-020) de la Refinería Francisco I. Madero.

1. Recopilación de información técnica básica necesaria para la realización de los análisis de riesgos como manual de operación, diagramas de tuberías e instrumentación, diagramas de flujo de proceso, planos de localización general de equipo, procedimiento de arranque de la planta e información relacionada a eventos o accidentes del área de estudio.
2. Formación del grupo multidisciplinario encargado de realizar el análisis HazOp.
3. Revisión general del proceso de coquización retardada para definir los circuitos y nodos a los cuales se realizará el análisis HazOp.
4. Aplicación de la técnica de análisis de árboles de fallas para identificar los sucesos que producirían un accidente en los escenarios seleccionados.
5. Evaluación de las consecuencias para posibles escenarios con el uso del Software Phast v6.0.
6. Elaboración de recomendaciones para incrementar la seguridad de la planta.



I. ANTECEDENTES



I. ANTECEDENTES

A. Características de la de la empresa

La Refinería Francisco I. Madero se encuentra localizada en el lado izquierdo del río Pánuco, cerca de su desembocadura al Golfo de México; dentro del municipio de Ciudad Madero, Tamaulipas.

Se procesan 5 tipos de crudo en la refinería⁴:

- ARENQUE. Este crudo se produce en el yacimiento marítimo "Arenque".
- TAMAULIPAS. Se produce en el municipio de Altamira en el estado de Tamaulipas
- PANUCO. Es producido en la región de Ebano, San Luis Potosí
- MAYA. Se produce en la región de la Sonda de Campeche.
- CRUDO MEZCLA. Consiste en una mezcla de crudo de la Sonda de Campeche y el Distrito Sur.

Con la reconfiguración de la refinería, iniciada a mediados de 1999, ésta incrementó su capacidad de proceso en 23%, de 155,000 a 190,000 bpd. Antes, la refinería procesaba entre 25 y 30% de crudo maya. Con las adecuaciones que se han realizado se incrementó esta proporción hasta un 75% y el resto es cubierto prácticamente con crudos del distrito sur de la zona de Ciudad Madero⁵.

El crudo, en forma segregada, se alimenta a 3 plantas de destilación primaria combinada (atmosférica y vacío). Una con la capacidad de procesamiento de 137,000 bpd de crudo 100% Maya. Otra puede procesar 40,000 bpd de una mezcla de crudo Maya y

⁴ Franquicia PEMEX, *Octanaje, La refinería Francisco I. Madero*, México, 1999, p 1.
<http://www.franquiciapemex.com/octanaje/21ref.htm>

⁵ PEMEX, Inauguración de las obras de reconfiguración de la refinería "Francisco I. Madero". Descripción del proyecto de reconfiguración., México, 2003, 4 p. www.pemex.com/.../42/subcatID/495/index.cfm?action=content§ionID=8&catID=42&subcatID=495



En las plantas de proceso de la refinería se lleva a cabo la destilación atmosférica, destilación al vacío, desintegración catalítica, hidrotratamiento y petroquímica. Así mismo, cuenta con instalaciones auxiliares, tales como la planta de fuerza, patios de tanques de almacenamiento, talleres, almacenes, muelles, estaciones de bombas del poliducto Madero-Cadereyta, instalaciones para bombeo de productos petroquímicos, así como oficinas, campos deportivos y una colonia residencial, entre otras.

Los productos que se obtienen en la refinería Francisco I. Madero cubren la demanda de su zona de influencia, y en ocasiones, algunos de ellos se exportan de acuerdo a los pactos comerciales que PEMEX realiza en el extranjero.

Los productos son: gas licuado, gasolinas Pemex magna, Pemex premium y Pemex Diesel, gasavión 100, turbosina, diesel desulfurado, diesel marino, combustoleo, coque, asfalto AC-20 y AC-30 y azufre.

En materia de seguridad, PEMEX ha reducido sus niveles de accidentabilidad, esto es claramente visible en los índices de accidentabilidad reportados de 1996 a 2002.

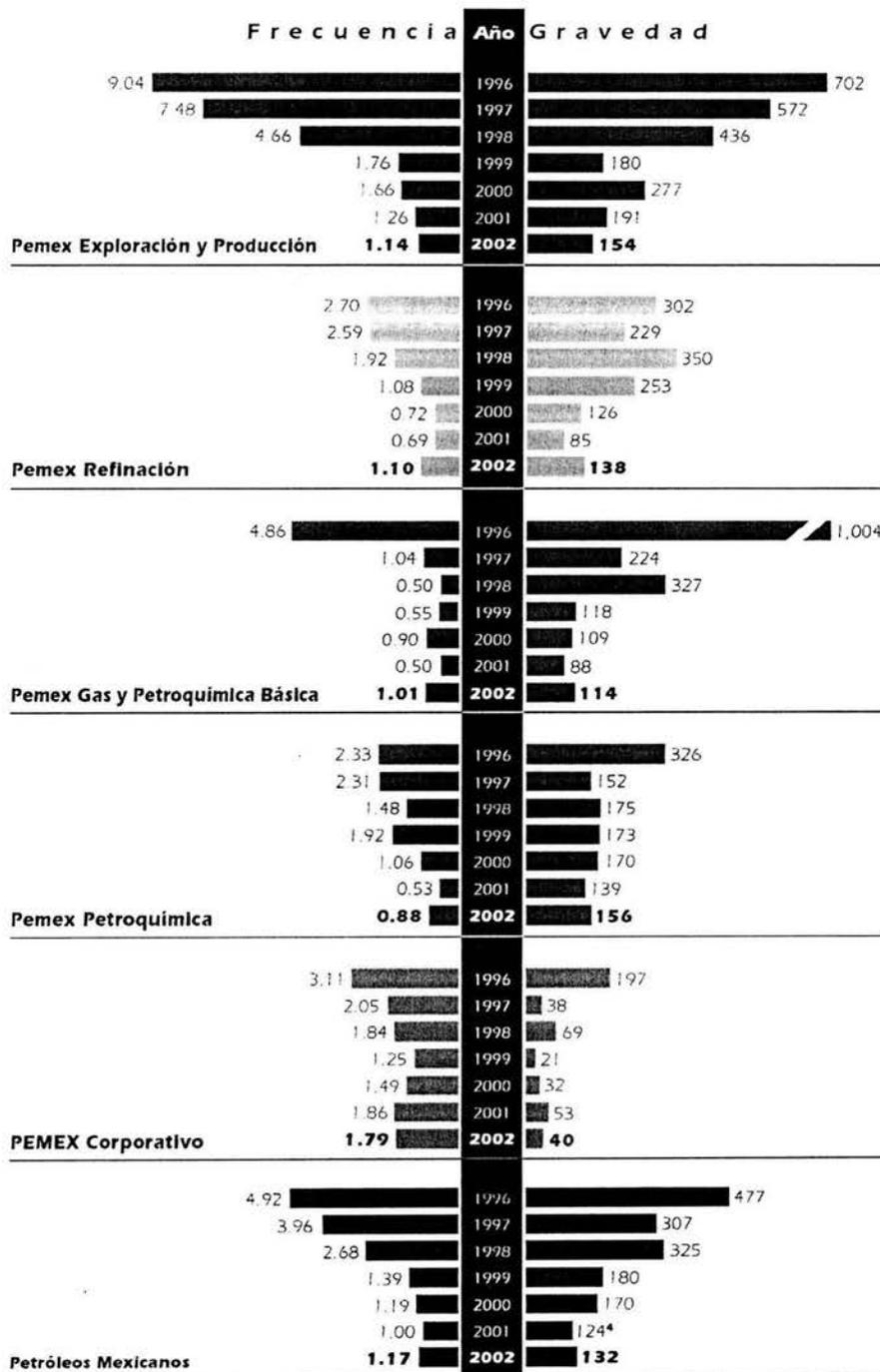
El índice de frecuencia y el índice de gravedad disminuyeron en forma consistente, pasando de 3.93 y 307, respectivamente en 1997, a 1.17 y 132 en 2002, aunque de 2001 a 2002 se tuvo un repunte en los índices de frecuencia y de gravedad, sin que se logran las metas de reducción planteadas para 2002.

En la siguiente página se encuentra la tabla 1, en donde se observan los índices de accidentes de PEMEX y organismos subsidiarios⁶.

⁶ PEMEX, *op. cit. supra*, nota 2, p 2.



Tabla 1. Índices de accidentes de PEMEX y organismos subsidiarios de 1996 a 2002.



*Las variaciones de algunos índices con respecto al informe de 2001 se deben a depuraciones y mejoras en las bases de datos de los organismos subsidiarios incluyendo la calificación reciente de accidentes con incapacidades parciales o permanentes que, en algunos casos, son dictaminadas hasta dos años después de la fecha del accidente.



1. Elemento 12 del SIASPA: “Análisis de Riesgos”

El objetivo del Sistema Integral de Administración de Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA) es mejorar el desempeño en materia de seguridad y protección ambiental en el corto y largo plazo e integrar su administración efectiva a la cultura de PEMEX, de manera consistente con la política institucional sobre seguridad industrial y protección ambiental⁷.

El análisis de los incidentes y accidentes ocurridos en PEMEX muestran una amplia gama de causas raíz, todas ellas que originan problemas de seguridad e impacto ambiental. De ahí que se hace necesario atacar todas ellas de una manera integral a través de un sistema de administración. La experiencia de muchas empresas líderes alrededor del mundo demuestra que la implantación exitosa de sistemas de administración de la seguridad y la protección ambiental, es fundamental en la mejora del desempeño en ambos aspectos. SIASPA, responde a tal necesidad.

El elemento No. 12 del SIASPA establece la necesidad para cada instalación de realizar análisis de riesgos y el objetivo que tienen al identificar, analizar y evaluar los riesgos asociados a los factores externos e internos, fallas en los sistemas de control, fallas en los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en las prácticas administrativas, con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias en los empleados, público, medio ambiente, producción y/o las instalaciones.

También menciona que la aplicación de estos análisis debe efectuarse durante el diseño, en la operación y en cualquier modificación o adición que se realice. Define que los análisis de riesgos constan de cuatro partes esenciales: la identificación de las fallas potenciales, la cuantificación de su probabilidad de ocurrencia en un lapso de tiempo determinado (“frecuencia”), el análisis de sus consecuencias y, por último, la estimación del riesgo como producto de la frecuencia por las consecuencias. Sugiere que en todos los casos conviene llevarlos a cabo seleccionando la metodología más adecuada, ya sea cualitativa y/o cuantitativa.

⁷ PEMEX, *Manual de los elementos del SIASPA*, México, p 10.



Los lineamientos a seguir para todas las instalaciones establecidos por este elemento son las siguientes:

Identificar, analizar y evaluar todos los riesgos asociados a factores externos (fenómenos naturales, sociales y otros) e internos (fallas en los sistemas de control, fallas en los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de administración), mediante metodologías adecuadas para cada caso y la formación de grupos multidisciplinarios capacitados.

Definir estrategias de prevención y control para la reducción de riesgos (reducción de probabilidad de ocurrencia de accidentes y/o minimización de sus consecuencias), el establecimiento y/o adecuación de planes de emergencia y el cumplimiento de la normatividad aplicable.

Establecer mecanismos para el seguimiento del cumplimiento de las estrategias de prevención y control de riesgos.

Las acciones de mejora mencionadas en este elemento se resumen en los siguientes puntos:

- Identificar sistemáticamente la información y criterios necesarios para la realización de análisis de riesgos.
- Integrar un grupo multidisciplinario que realice y/o supervise la elaboración de análisis de riesgos.
- Elaborar o supervisar los análisis de riesgo de acuerdo al procedimiento de desarrollo y actualización.
- Llevar a cabo un programa formal de análisis de riesgos.
- Contar con un proceso para documentar y difundir las actividades de prevención y control de riesgos.
- Contar con medidas de seguridad para la reducción y abatimiento de los riesgos.
- Identificar opciones existentes para administrar los riesgos identificados y documentar las decisiones derivadas del análisis.



B. Administración de riesgos

La administración de riesgos es el proceso continuo basado en el conocimiento, evaluación, manejo de los riesgos y sus impactos que mejora la toma de decisiones organizacionales.

Con esta técnica se planean, organizan, dirigen y controlan las actividades relacionadas con la identificación, análisis y evaluación de los riesgos a que está sujeta una empresa, con el fin de eliminarlos o reducirlos, a los costos más bajos posibles, para minimizar los efectos económicos adversos.

Las ventajas de implementar en la empresa la administración de riesgos son: Cambio cultural que soporta discusiones abiertas sobre riesgos e información potencialmente peligrosa. La nueva cultura tolera equivocaciones pero no tolera errores escondidos. La nueva cultura también hace énfasis en el aprendizaje de los errores. Mejor administración financiera y operacional al asegurar que los riesgos sean adecuadamente considerados en el proceso de toma de decisiones. Una mejor administración operacional generará servicios más efectivos y eficientes. Anticipando los problemas, los directivos tendrán mayor oportunidad de reacción y tomar acciones. La organización será capaz de cumplir con sus promesas de servicio. Mayor responsabilidad de los administradores en el corto plazo. A largo plazo, se mejorarán todas las capacidades de los directivos.

Los pasos para llevar a cabo la administración de riesgos son los siguientes:

a. Establecimiento del contexto en general.

Durante esta etapa se deben establecer las políticas y criterios generales que serán utilizados para la aplicación del enfoque de administración de riesgos en cualquier área de la organización. Consiste en identificar las relaciones entre la organización y su entorno, entender sus objetivos, estrategias, capacidades y habilidades, así como identificar todos aquellos objetos (áreas, procesos, proyectos) de la organización a los cuales se podría aplicar un análisis de riesgos y



permite determinar, mediante el uso de los criterios generales, definidos previamente, sobre cuáles de ellos debe realizarse el análisis.

b. Identificación de riesgos.

La identificación de riesgos proporciona al equipo del proyecto las oportunidades, indicios e información que le permiten ubicar los riesgos principales antes de que afecten adversamente al proyecto. La declaración del riesgo debe incluir lo que provoca que surja la situación (esto es, la condición) y el resultado esperado (la consecuencia). Para realizar la identificación de los riesgos, es importante aplicar en el lugar de trabajo un cuestionario o guía de chequeo. La guía permite estimar daños, profundizar en la situación de cada factor de riesgo (concentración de elementos), averiguar forma de riesgo y conocer tiempos de exposición de los empleados.

c. Análisis de riesgos.

En esta etapa se busca obtener el entendimiento y conocimiento de los riesgos identificados de tal manera que se pueda recopilar información que permita el cálculo del nivel de riesgo al cual está expuesto el objeto en la actualidad. Identificar los controles existentes implementados para mitigar el impacto ante la ocurrencia de los riesgos, permitiendo de esta manera valorar los niveles del riesgo, la efectividad de los controles y el nivel de exposición. El análisis de riesgos involucra un examen de las fuentes de riesgo, sus consecuencias y la probabilidad de que esas consecuencias puedan ocurrir. El resultado de una evaluación de riesgos es una lista priorizada de riesgos para definirles acciones de tratamiento posteriores.

d. Respuesta a riesgos.

Después de valorar y priorizar los riesgos, y dependiendo del nivel de exposición, se debe determinar la opción de tratamiento que más conviene aplicar en cada caso.



Las opciones de tratamiento que se relacionan a continuación no son exclusivas ni serán apropiadas en todas las circunstancias:

EVITAR el riesgo: Se decide, donde sea práctico, no proceder con servicios, procesos y/o actividades que podrían generar riesgos inaceptables, buscando con ello eludir el riesgo inherente asociado a esos objetos.

REDUCIR el riesgo: Si el riesgo no se puede evitar porque crea grandes dificultades operacionales, el siguiente paso es reducirlo al más bajo nivel posible. Se consigue mediante la optimización de los procedimientos y la implementación de controles.

REDUCIR la probabilidad de ocurrencia: Prevención del riesgo a través de la implementación de acciones tendientes a controlar su frecuencia o probabilidad.

REDUCIR las consecuencias o MITIGAR el riesgo: reducción del riesgo a través de la implementación de acciones o medidas de control dirigidas a disminuir el impacto o severidad de las consecuencias del riesgo si éste ocurre.

ATOMIZAR el riesgo: La organización decide segmentar el objeto sobre el cual recae la amenaza de riesgo o distribuir la localización de los objetos.

TRANSFERIR el riesgo. La organización decide traspasar o trasladar riesgos a otra parte o lugar de manera total o parcial. Las transferencias parciales son conocidas como **COMPARTIR el riesgo.**

ASUMIR el riesgo: La organización decide aceptar los riesgos como ellos existen en la actualidad, y establece políticas o estrategias financieras apropiadas para su tratamiento. En este caso la organización considera que el riesgo residual actual es de nivel bajo y decide convivir con él, aceptando la pérdida probable, con lo cual las estrategias de prevención se vuelven esenciales.

e. Actividades de control.

Las políticas y procedimientos garantizan que se reaccione ante los riesgos de manera eficiente. Como cada empresa mantiene sus propios objetivos y técnicas de implementación, las actividades de control van a diferir en cada caso. Los controles también reflejan el ambiente y la industria en la cual opera una empresa, así como su estructura interna, historia y cultura organizacional.



f. Información y comunicación.

En todos los niveles de la organización se necesita información para identificar, evaluar y responder al riesgo. Se debe capturar la información relevante de fuentes internas y externas, y compartirla de manera que el personal se prepare para reaccionar eficientemente. La comunicación efectiva también involucra el intercambio de datos importantes con entidades externas como clientes, proveedores, auditores y accionistas.

7. Monitoreo y revisión.

Revisiones progresivas son esenciales para asegurar que los planes de la administración permanecen relevantes. Los factores que afectan la probabilidad y la consecuencia de un resultado pueden cambiar, al igual que los factores que afectan la viabilidad o el costo de las opciones de tratamiento. La administración de riesgos es definitivamente un proceso dinámico. Para trabajar, cada uno de sus siete componentes deben estar presentes y funcionar coordinadamente. Cabe aclarar que ningún proceso administrativo de riesgos, sin importar lo bien que se diseñe y ejecute, puede garantizar los mejores resultados. Sin embargo, el cumplimiento de estos procedimientos puede aumentar la confianza de la alta gerencia y la junta directiva de que se van a lograr los objetivos. En la siguiente figura se muestra de manera esquemática el procedimiento para la administración de riesgos⁸.

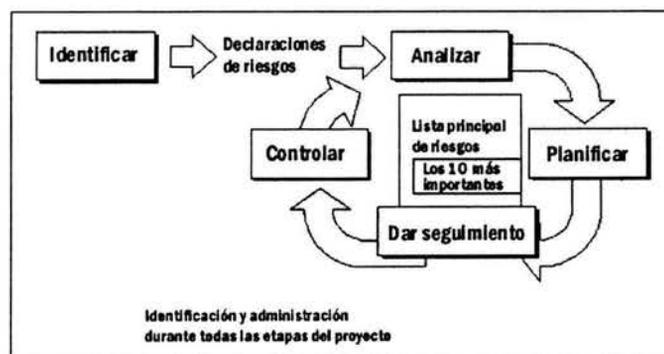


Fig. 1 Administración de riesgos.

⁸ MICROSOFT, *Administración de riesgos*, [s.p.]
<http://www.microsoft.com/latam/technet/admon/estrategia/art10/art105.asp>



La mejor forma de prevenir accidentes de cualquier tipo es eliminando la posibilidad de que ocurran. La reducción del riesgo debería comenzar con la concepción de un nuevo proceso diseñado intrínsecamente seguro y de fácil control. Esto debe hacerse desde el desarrollo y la investigación de un producto, su proceso, la ingeniería de detalle pasando a través de la ingeniería de proceso para reducir los riesgos en la industria química. A continuación se enlistan los pasos para controlar los riesgos en el manejo de materiales peligrosos:

- No usar materiales peligrosos (sustitución).
- Usar en menor cantidad (intensificación).
- Usarlos en condiciones que los hacen menos peligrosos (atenuación).
- Confinarlos (para prevenir derrames).
- Control de fugas (bloqueo de emergencia, facilitar dispersión).
- Proteger contra las consecuencias de fugas (protección contra fuego, brigadas de fuego, edificios resistentes a explosión).

Para determinar si estas acciones son suficientes, es necesaria la aplicación de estudios específicos a procesos, los cuales se describen en el siguiente punto.

C. Técnicas de evaluación de riesgos

1. Definición de términos

Antes de describir las principales técnicas de evaluación de riesgos se definirán algunos conceptos básicos para este estudio.

Análisis de riesgos: Estudian, evalúan, miden y previenen los fallos y las averías de los sistemas técnicos y de los procedimientos operativos que pueden iniciar y desencadenar sucesos no deseados (accidentes) que afecten a las personas, los bienes y el medio ambiente⁹.

⁹ GRUPO UNIVERSITARIO de INVESTIGACIÓN ANALÍTICA de RIESGOS, *Análisis de riesgos*. España, Universidad de Zaragoza [s.p.] http://www.unizar.es/guiar/1/Accident/An_conse/Metodos.htm.



Accidente: Acontecimiento que implica una desviación intolerable sobre las condiciones de diseño de un sistema, cuyos efectos tienen consecuencias adversas sobre la vida, salud o las propiedades de las personas.

Incidente: Es el evento o combinación de eventos no planeados que se deben a errores humanos, fallas en los equipos y/o fenómenos naturales; que bajo circunstancias un poco diferentes, puede tener o no consecuencias para el personal, la población, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

Peligro: Condición física o química que puede causar daños a las personas, al medio ambiente o a la propiedad.

Riesgo: Combinación de la probabilidad de que un evento indeseado pueda ocurrir y las consecuencias que ocurren como resultado de un evento indeseado.

$$\text{RIESGO} = \text{PROBABILIDAD} \times \text{CONSECUENCIAS}$$

Básicamente, existen tres tipos de métodos para la realización de análisis de riesgos, si atendemos a los aspectos de cuantificación:

Métodos comparativos: Utilizan técnicas obtenidas de la experiencia adquirida en equipos e instalaciones similares existentes, así como en el análisis de sucesos que hayan ocurrido en establecimientos parecidos al que se analiza. Principalmente son cuatro métodos los existentes: manuales técnicos o códigos y normas de diseño, listas de comprobación, análisis histórico de accidentes y análisis preliminar de riesgos.

Métodos generalizados: Se basan en estudios de las instalaciones y procesos mucho más estructurados desde el punto de vista lógico-deductivo que los métodos comparativos. Existen varios métodos generalizados. Los más importantes son: análisis "¿Qué pasa si...?", análisis de peligros y operabilidad HazOp, análisis de árbol de fallas, análisis de árbol de sucesos, análisis de modos de fallas y eventos.



Índices de riesgo: Introducen una valoración cuantitativa respecto a las frecuencias de ocurrencia de un determinado suceso y se denominan métodos para la determinación de frecuencias, o bien se caracterizan por recurrir a una clasificación de las áreas de una instalación en base a una serie de índices que cuantifican daños.

2. Análisis preliminar de riesgos (PHA)

Se emplea como etapa previa a la evaluación de riesgos, centrándose en los aspectos que puedan condicionar accidentes que entrañen materiales tóxicos, inflamables y explosivos. A través de este procedimiento se identifican en primer término, los elementos del sistema (por ejemplo, componentes de las plantas) que pueden generar riesgos, tras lo cual se procede a especificar los acontecimientos que al ocurrir en esos elementos provocan un accidente (por ejemplo, formación de una nube explosiva en un recipiente de almacenamiento).

Todos los sitios y situaciones identificados como riesgosos son registrados en un formulario, al mismo tiempo que se les jerarquiza de acuerdo con su importancia, lo cual permitirá guiar los estudios de riesgo para que profundicen su análisis¹⁰. La finalidad de este método es determinar los riesgos con el objetivo de elaborar definitivamente el concepto de seguridad. El principio de trabajo aplicado a este método es el empleo de medios auxiliares de reflexión.

3. Índice Dow de fuego y explosión

La necesidad de contar con un sistema para identificar áreas de procesos químicos con un potencial de pérdida significativo, dirigió a la Dow Chemical Company a desarrollar un índice de fuego y explosión. El concepto de este índice es separar el sistema o planta en secciones manejables en la preparación para el análisis. La clave

¹⁰ TAYLOR, J. R., *Risk analysis for process plant, pipelines and transport*, New York, E. & F. N. Spon, 1994, p. 70.



de su uso es identificar los materiales en la sección que será analizada, seleccionar los parámetros químicos dominantes y evaluar sus propiedades termodinámicas.

El propósito del índice es definir una metodología que pueda cumplir con lo siguiente:

- Cuantificar por anticipado los daños por incendios y explosiones en términos reales.
- Identificar contribuyentes a incidentes potenciales de incendio y explosión.
- Comunicar el riesgo potencial a la gerencia en términos monetarios.

El procedimiento básico para el cálculo del índice consiste de los siguientes pasos¹¹:

- Seleccionar el proceso pertinente.
- Determinar el factor de riesgo de la unidad:
Calcular el factor de riesgo general y especial.
- Calcular el índice de incendio y explosión:
Determinar radios de exposición.
- Conducir el análisis de riesgos.
Calcular el factor de daño y determinar el valor del equipo en el área de exposición.
- Determinar el máximo daño probable a la propiedad (MDPP).
- Determinar los máximos días probables fuera de servicio e interrupciones de negocios.

4. Índice Mond de incendio, explosión y toxicidad

La Mond División de la Imperial Chemical Industries (ICI) reconoció que el índice Dow podía usarse como una herramienta analítica para la evaluación de procesos químicos. Sin embargo, la ICI revisó el índice para incluir consideraciones de

¹¹ STONE & Webster, engineering corporation, *Risk assessment and risk management for the chemical process industry*, New York, Van Nostrand Reinhold, 1991, p 16.



toxicidad. El índice Mond es más usado durante la fase de planeación o ingeniería de un químico o de una planta de proceso. Pueden ser hechas modificaciones como sean necesarias para reducir el valor del índice Mond al menor costo posible.

Aplicar el cálculo del índice Mond a una planta existente necesitará modificaciones de seguridad adicionales o poner una nueva parte a equipos para lograr un número Mond más bajo.

Para obtener el índice Mond se deben seguir los siguientes pasos¹²:

- Dividir la planta en unidades independientes de proceso.
- Para cada unidad, identificar los peligros de los materiales existentes en la unidad, el equipo y el proceso.
- Considerar cada componente de la unidad identificado.
- Revisar la aceptabilidad del peligro identificado.
- Mitigar los peligros identificados.
- Preparar un lista de recomendaciones para reducir totalmente los factores de riesgo (estas son consideraciones de diseño como el nivel de protección contra fuego, espacio entre equipos de alto riesgo, espacio entre edificios de control y el equipo, nivel de instrumentación, cortinas de agua y cortinas de vapor).

5. Análisis histórico de accidentes

Consiste en el estudio de los accidentes registrados en el pasado en plantas similares o con productos idénticos o de la misma naturaleza que los que se están analizando. La principal ventaja radica en que se refiere a accidentes que ya han ocurrido, por lo que el establecimiento de hipótesis de posibles accidentes se basa en casos reales. No obstante, en los bancos de datos existentes, no se cubren todos los casos posibles, sino sólo los que se han dado, además de que los datos de que dispone pueden no ser completos.

¹² Ibid. p. 22.



Las fuentes comúnmente utilizadas son: datos propios de la compañía, informaciones de prensa, entrevistas con testigos del accidente, informes de las comisiones de investigación, informes de compañías aseguradoras y sumarios judiciales; diversas organizaciones públicas y privadas han confeccionado bancos de datos sobre accidentes industriales en los que la información está organizada de manera que se facilite su consulta, tales como CHI (Chemical Hazards Industry), HARIS (Hazard and Reliability Information System), MIDAS (Major Hazard Incident Data Service) y NIOSH (National Institute for Occupational Safety and Health)¹³.

Generalmente, los datos de que se disponen son el tipo de accidente, las circunstancias en las que tiene lugar, naturaleza y cantidad de las sustancias involucradas, localización, causas y consecuencias con la estimación de daños a las personas y a la propiedad.

6. Listas de verificación (Check list)

Una lista de verificación es una lista de preguntas acerca de la organización de la planta, operación, mantenimiento y otras áreas que conciernen al proceso. Como una técnica de identificación de riesgos, las listas de verificación son usadas para verificar que varios requerimientos no han sido olvidados o pasados por alto.

El nivel de detalle dentro de una lista de verificación específica debe estar directamente relacionado con el nivel de complejidad del sistema a ser estudiado. Los requerimientos deben ser estructurados para identificar problemas que no tienen la suficiente atención y para asegurar que las normas, prácticas industriales y procedimientos están siendo seguidos¹⁴.

La información necesaria para hacer una lista de verificación de una planta en operación es la siguiente: Procedimientos operativos (incluyendo procedimientos de paro y arranque), procedimientos de inspección y mantenimiento, manual de entrenamiento del operador, diagramas de sistemas, especificaciones y manuales del

¹³SANTAMARIA Ramiro, J. M. *Análisis y reducción de riesgos en la industria química*, Madrid, 2a Ed., Mapfre, 1998.

¹⁴ STONE & Webster, engineering corporation, *Op. cit. supra.*, nota 10, p 30.



proveedor, diagramas de localización general de equipo, descripción de controles, historia del desempeño de equipo, procedimientos de emergencia y reportes de problemas.

Los resultados de una lista de verificación son cualitativos. Ellos proveen ideas en el grado de cumplimiento con procedimientos prescritos e identifica riesgos potenciales. Una lista de verificación proporciona documentación simple del estado de un sistema pero no clasifica por prioridad los sistemas o equipos que han sido etiquetados como inaceptables. Una lista de verificación puede enfocarse solo en un sistema a la vez, por lo tanto, no puede identificar riesgos como un resultado de interacciones entre procesos o procedimientos. También tienden a limitar el enfoque al atributo inmediato, restringiendo al personal del uso de su imaginación o intuición para identificar áreas de problemas potenciales. La desventaja más significativa de esta técnica es que depende de la habilidad y la experiencia del personal que realiza el trabajo. Finalmente si la lista de verificación no es revisada independientemente, se pueden omitir peligros potenciales.

7. Auditorias de seguridad

La auditoria de seguridad es un procedimiento por el cual una planta o un proceso es inspeccionado. Un equipo de auditores revisa características críticas de una planta para verificar la implementación y efectividad de criterios de diseño, condiciones de operación y procedimientos, medidas de seguridad y programas de control de riesgos.

La auditoria también incluye entrevistas con individuos clave, incluyendo supervisores, personal de operación, mantenimiento y seguridad.

El equipo de auditoria requiere criterios para diseño y operación de plantas, también necesita revisiones actuales de todos los documentos de la planta, como son: registros de operación y mantenimiento de la planta, procedimientos normales de operación, manuales de entrenamiento y programas de emergencia.



La tarea final de cualquier auditoria es reportar impresiones. Deben reportarse indicaciones positivas de operaciones seguras. Recomendaciones mencionadas para condiciones peligrosas deben soportarse con justificaciones o referencias apropiadas.

La desventaja de las auditorias de seguridad es que los resultados son sólo cualitativos. El procedimiento no suministra ninguna indicación de frecuencia en la que un accidente puede ocurrir.

8. Análisis “¿Qué pasa si...?” (What-If)

La metodología “¿Qué pasa si?” Es una de las tres más simples formas de conducir un análisis de riesgos. El método utiliza información específica de un proceso para generar un juego de preguntas. Un equipo especial prepara esta lista, llamada preguntas “¿Qué pasa si...?”, las cuales son respondidas colectivamente por el equipo y resumidas en forma de tabla.

La técnica “¿Qué pasa si?” es ampliamente usada durante la etapa de diseño del proceso, así como durante el tiempo de operación y cuando se realizan mejoras o cambios al proceso o a los procedimientos de operación.

Las principales características de este método se describen a continuación¹⁵:

- Un análisis “¿Qué pasa si?” debe ser un estudio sistemático de: procesos de operación, actualización de procesos químicos, procedimientos de mantenimiento, descripciones de trabajo del operador, diagramas de flujo de proceso, diagramas de tubería e instrumentación, inventarios y otros documentos de diseño.
- Debe realizarse por un equipo multidisciplinario.
- La lista de preguntas debe prepararse con anticipación.
- La lista de preguntas debe prepararse en conferencia o independientemente.

¹⁵ STONE & Webster, engineering corporation, *Op. cit. supra.*, nota 10, p. 75.



- El análisis de resultados debe presentarse en un formato de tabla y debe incluir: Preguntas “¿Qué pasa si?”, descripción del peligro o la consecuencia correspondiente y recomendaciones.

Los documentos importantes para hacer un análisis ¿Qué pasa si? se enlistan a continuación:

- Descripción química del proceso.
- Procedimientos operacionales.
- Procedimiento de mantenimiento.
- Diagramas de flujo de proceso.
- Diagramas de tuberías e instrumentación.
- Inventarios de materiales peligrosos.
- Diagramas de localización de equipo.
- Planes de emergencia.
- Fuerzas externas y resumen de eventos por clima u otros tipos de riesgos externos.

Las ventajas de utilizar este tipo de análisis son no se requiere de una técnica especializada, puede realizarse durante cualquier etapa de la vida de la planta, es relativamente de bajo costo y los resultados son un resumen tabulado. Las desventajas son requiere de un equipo de personas, depende de la experiencia, imaginación e intuición del equipo, es subjetivo ya que no es tan sistemático como otras técnicas, sus resultados son cualitativos y no tienen un orden de prioridad numérico.

9. Análisis de modo de fallas y eventos (FMEA)

FMEA es un método analítico de análisis de fiabilidad, este método es usado para analizar sistemas complejos de ingeniería. El procedimiento para realizar un FMEA es como se describe en la siguiente página¹⁶.

¹⁶ GOETSCH, David L. *Occupational safety and health for technologists, engineers, and managers*, Upper Saddle River, New Jersey, 3a Ed., Prentice Hall, 1999, p. 414.



1. Examinar críticamente el sistema en cuestión.
2. Dividir el sistema en sus diferentes componentes.
3. Examinar cada componente individual y anotar las diferentes formas en las cuales los componentes pueden fallar. Evaluar cada falla potencial de acuerdo al grado de peligro que posee (0 = Sin peligro, 1 = Leve, 2 = Moderado, 3 = Extremo, 4 = Severo).
4. Examinar todas las fallas potenciales para cada componente del sistema y decidir qué efectos pueden tener las fallas.

Un procedimiento FMEA es un análisis extenso de un sistema o proceso específico, sin embargo, los análisis de modos de fallas y eventos tienen sus limitaciones. En primer lugar falta el elemento de error humano. Ésta es la mayor debilidad porque el error humano es más frecuente en un accidente de trabajo que una falla del sistema o del proceso. En segundo término los FMEA se enfocan en los componentes de un sistema dado como si los componentes operaran en un vacío. Este método no toma en cuenta los mecanismos de interfase entre componentes o entre sistemas. Es en estos puntos de interfase que los problemas ocurren frecuentemente.

10. Análisis de peligros y operabilidad (HazOp)

Es un método de análisis que fue desarrollado para su uso con procesos nuevos en la industria química. Su fuerza radica en que permite que los problemas sean identificados aún antes de que se haya desarrollado experiencia para un sistema o proceso dado.

A pesar de que originalmente su uso era para nuevos procesos, no está limitado únicamente a nuevos sistemas, el HazOp funciona igualmente bien con procesos o sistemas viejos.



El HazOp consiste en formar un equipo de experiencia, personas con conocimientos de una variedad de aspectos del proceso y con miembros en el equipo con un amplio conocimiento acerca de peligros potenciales.

Un profesional en seguridad debe presidir el equipo y servir como facilitador. El papel del facilitador es obtener la información y reportar las ideas de los miembros del equipo, asegurándose de que algún miembro del equipo no domine o intimide a los otros, fomentar la máxima participación de todos los integrantes del equipo y ayudarlos a combinar sus puntos de vista cuando sea apropiado para obtener mejores ideas.

Una variedad de propuestas pueden ser usadas con el HazOp, la recomendada por el American Institute of Chemical Engineers (AIChE) es probablemente la más utilizada. AIChE recomienda las siguientes palabras guía: *no, menos, más, parte de, también como, inverso y otro que*. Estas palabras guía relacionan la operación de un componente específico en el sistema o una parte específica de una operación general. Estas describen la forma en la cual el componente puede desviarse del diseño o de la intención del modo de operación. Por ejemplo, si el parámetro a analizar es flujo, la palabra *no* indicaría la desviación *sin flujo*, si el flujo es menor a lo especificado la palabra guía sería *menos* para tener la desviación *menos flujo*, la palabra guía *inverso* resultaría en un cambio de dirección del flujo.

A continuación se enumeran los pasos para realizar el análisis de peligros y operabilidad¹⁷:

1. Seleccionar el proceso a analizar.
2. Formar el equipo de expertos.
3. Explicar el procedimiento HazOp a todos los integrantes del equipo.
4. Establecer objetivos.
5. Realizar las sesiones HazOp.
6. Resumir y organizar la información obtenida.

¹⁷ Ibid., p.417.



11. Análisis de Error Humano (HEA)

Este método es usado para predecir errores humanos. Aunque los reportes de accidentes previos pueden ser estudiados para identificar las tendencias que pueden ser usadas para prevenir accidentes, esto debe realizarse como parte de una investigación de accidentes. El análisis de error humano debe usarse para identificar peligros antes de que éstos causen accidentes.

Dos propuestas para el HEA pueden ser efectivas¹⁸:

- 1) Observar a los empleados trabajando y sin peligros.
- 2) Actualmente desarrollando tareas de trabajo para obtener una sensación de peligro.

Sin tener en cuenta cómo es conducido el HEA, es una buena idea desarrollarlo en conjunto con el análisis de peligros y operabilidad. Esto incrementará la efectividad de las dos metodologías.

12. Revisión de Técnicas de Operación (TOR)

Es un método de análisis que permite a los supervisores y a los empleados trabajar juntos para analizar los accidentes de trabajo, fallas e incidentes. Esta técnica responde a la pregunta ¿Por qué el sistema permite que este incidente ocurra?

TOR fue desarrollado a principios de la década de los 70's por D.A. Weaver de la American Society of Safety Engineers¹⁹, sin embargo no es hasta 1990 cuando la información sobre este método empezó a circular. Richard G. Hallock describe el método TOR como una metodología analítica diseñada para determinar las causas raíz de una falla en la operación.

¹⁸ Idem.

¹⁹ GOETSCH, David L., Op. cit. supra. Nota 15, p. 419.



La técnica TOR no es un proceso hipotético. El TOR es emitido por un accidente ocurrido a un tiempo y lugar específico e involucra gente específica. Esto requiere de una cuidadosa y sistemática evaluación de las circunstancias reales en las que el accidente se vio envuelto. La debilidad de esta técnica radica en que está diseñada para eventos ya ocurridos.

13. Análisis de árbol de fallas (FTA)

Puede ser usado para predecir y prevenir accidentes o como una herramienta de investigación después del evento. El análisis de árbol de fallas es un método analítico que usa un modelo gráfico para desplegar el proceso de análisis visualmente. Un árbol de fallas es construido de símbolos especiales, algunos se derivan del álgebra Booleana. Consecuentemente, el modelo resultante se asemeja a un diagrama lógico o a un diagrama de flujo.

El accidente o incidente que puede ocurrir o ha ocurrido se representa en la parte de arriba del árbol de fallas, este es denominado evento tope o culminante. Todos los símbolos debajo de este recuadro representan eventos que contribuyen de alguna forma al evento final. Los árboles de fallas pueden hacerse cuantitativamente asignando probabilidades para los eventos básicos o no desarrollados.

Un árbol de fallas es desarrollado usando los siguientes pasos²⁰:

1. Designar el accidente o incidente sujeto a análisis.
2. Identificar el nivel de fallas y eventos que podrían contribuir al evento tope. Asignar los símbolos apropiados.
3. Moverse descendientemente en forma sucesiva hacia niveles más específicos hasta que los eventos básicos sean identificados.

Experiencia y análisis sistemático son muy importantes en la construcción de árboles de fallas.

²⁰ GOETSCH, David L., *Op. cit. supra*. Nota 15, p. 421.



Una vez que el árbol de fallas ha sido construido, es examinado para determinar las diferentes combinaciones de eventos de fallas que podrían dirigir hacia el evento tope. El paso final es hacer recomendaciones para tomar medidas preventivas.

14. Análisis de consecuencias (AC)

Se entiende por análisis de consecuencias la evaluación cuantitativa de las variables físicas representativas de los accidentes en los que intervienen sustancias peligrosas, y sus posibles efectos sobre las personas, el medio ambiente y los bienes, con el fin de estimar la naturaleza y magnitud del daño.

Un accidente se produce a partir de algún suceso menor que trae como consecuencia la pérdida de estanqueidad de algún recipiente, depósito o tubería que contiene alguna sustancia, lo que produce la fuga de esta sustancia al exterior. También es posible un incendio previo o simultáneo a una fuga o incluso, una explosión previa a la fuga o al incendio. No obstante, en la mayoría de los casos el primer suceso consiste en una fuga incontrolada de producto.

Si se trata de algún líquido, se vaporiza total o parcialmente, según sea su temperatura respecto a su punto de ebullición y ésta respecto al ambiente. Si además el líquido es inflamable, existe la posibilidad de que, por encontrarse una fuente de ignición en las proximidades del punto de fuga, se produzca un *incendio de charco*. Si éste es de grandes proporciones, provoca un flujo de calor radiante peligroso hasta distancias apreciables. También se producen grandes cantidades de humo y productos tóxicos y contaminantes.

Si el incendio envuelve o rodea un depósito que contenga algún líquido inflamable bajo presión y dura el tiempo suficiente, puede ocasionar una explosión por expansión de vapor del líquido en ebullición, conocida como *BLEVE* según su acrónimo inglés. La rotura catastrófica de un depósito provocando la fuga masiva de una sustancia inflamable, puede originar lo que se denomina *bola de fuego*, en el caso



de que se produzca la ignición de la misma. Por otra parte, una *BLEVE* genera una serie de proyectiles de todas dimensiones, procedentes del depósito siniestrado que pueden causar graves daños en el entorno si las distancias de seguridad son demasiado pequeñas o las protecciones inadecuadas.

Si el líquido que se derrama es tóxico, producto de su vaporización, puede generar una nube tóxica para las personas que se encuentren en las proximidades del punto de fuga.

Cuando se trata de líquidos inflamables que se vaporizan o de fugas de gases más densos que el aire, la nube de gas se diluye en el aire existente, haciendo que en determinados instantes y zonas existan mezclas de combustible y comburente en condiciones de efectuar la combustión. Si en una de estas zonas se encuentra un punto de ignición puede desprenderse la cantidad de calor necesaria para acelerar la velocidad de combustión de forma que se produzca una explosión, denominada *explosión de vapor de nube no confinada* o *UVCE* en su acrónimo inglés. También es posible si la cantidad premezclada es muy grande, que se produzca una *llamarada de fuego* o "flash fire", sin efectos explosivos, pero con una intensa radiación.

Si el gas fugado se halla a alta presión en depósitos o conducciones de gas (gasoductos) se produce un chorro o fuga inercial que ocupa una larga zona muy limitada transversalmente, con concentraciones de la sustancia progresivamente decrecientes al alejarse del origen de la fuga. En el caso de tratarse de gases inflamables, si se produce su ignición se forma un *dardo de fuego* o "jet fire" análogo a un soplete de grandes dimensiones, aunque de alcance limitado.

Una falla estructural, falla de cimentación, agente externo, incendio o proyectil pueden causar una rotura catastrófica de un depósito, provocando una fuga masiva que, si se trata de una sustancia inflamable, puede originar también una *bola de fuego* en caso de producirse la ignición de la misma.

Además de todo esto, existe la posibilidad de que todos estos fenómenos afecten, además de a los elementos vulnerables exteriores, a otros depósitos, tuberías o equipos de la instalación siniestrada, de tal manera que se produzca una nueva



fuga, incendio o explosión en otra instalación diferente de la inicial, aumentando las consecuencias del accidente primario. Esta concatenación de sucesos con la propagación sucesiva de consecuencias es lo que se denomina *efecto dominó*.

Todo este conjunto de accidentes posibles a partir de una fuga de gas o líquido se representa en el esquema de sucesos y consecuencias que se muestra a continuación:

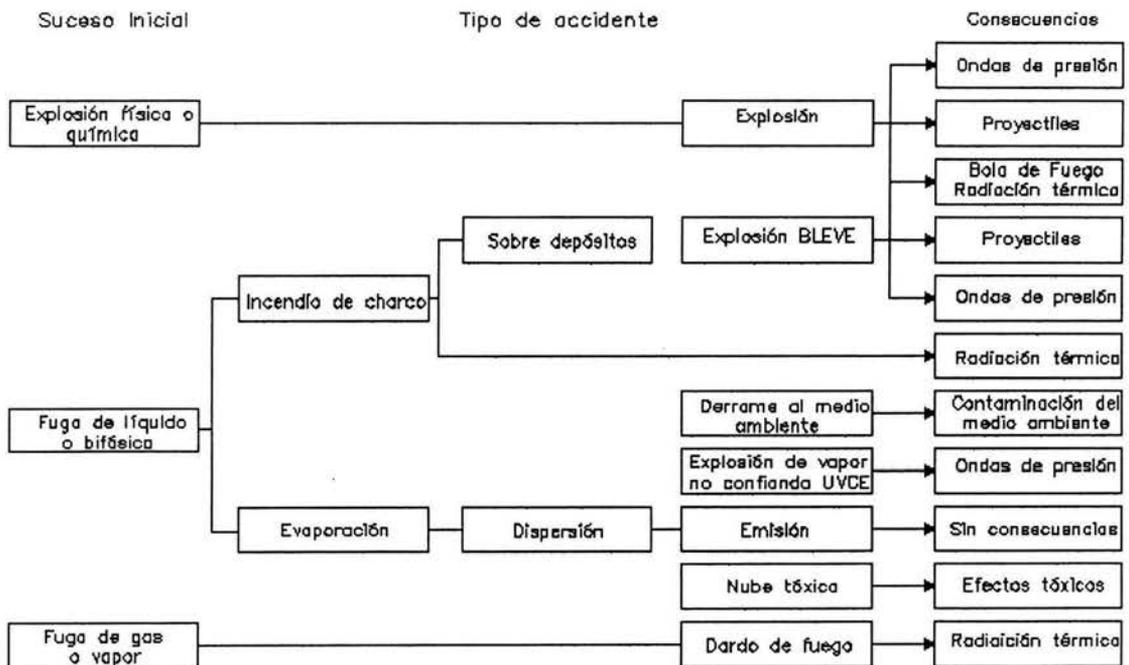


Fig. 2 Sucesos y consecuencias²¹.

D. Normatividad

Las normas y códigos de seguridad tienen el fin de dar los lineamientos para el diseño, fabricación, distribución, instalación, operación, modificación y desmantelamiento de la planta; esto mediante el apoyo de los manuales de

²¹ GRUPO UNIVERSITARIO de INVESTIGACIÓN ANALÍTICA de RIESGOS, *Op. cit supra.*, nota 8.



operación. Estos reglamentos están basados en normas internacionales, nacionales, locales y estándares complementados con la experiencia. Entre los códigos más importantes a nivel internacional, se hallan:

Tabla 2. Códigos y normas de seguridad.

| Códigos y Normas | Ejemplos |
|--|--|
| OSHA (Occupational Safety and Health Administration) | PSM (29 CFR 1910-119) regula la administración de la seguridad del proceso (PSM) de químicos altamente peligrosos. |
| API (American Petroleum Institute) | API 750 "Manejo de procesos peligrosos" (Management of Process Hazards). API 2001 "Protecciones contra incendios en refinerías" (Design and Installation of pressure relief systems refineries). |
| ASME (American Society of Mechanical Engineers) | Código ASME para calentadores y recipientes a presión (Boiler and Pressure Vessel Code). Código ASME para tuberías (Code for Pressure Piping). |
| NFPA (National Fire Protection Association) | NFPA 30 "Código para líquidos inflamables y combustibles" (Flammable and Combustible Liquids Code). NFPA 49 "Datos de sustancias químicas peligrosas" (Hazardous Chemical Data). |
| ISO (Internacional organization for Standarization) | ISO 9001. "Sistema de Calidad, Modelo para el Aseguramiento de calidad en Diseño, Desarrollo, Producción, Instalación y Servicio". ISO 9003. "Modelo Para el Aseguramiento de la Calidad en Inspección y Pruebas Finales". |
| LEEGEPA (Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente) | Art. 1º. Preservación y restauración del equilibrio ecológico, protección al ambiente, en el territorio nacional. Art. 15º. Formulación y conducción de la política ambiental y la expedición de normas oficiales mexicanas y demás instrumentos previstos en esta Ley. |
| NOM (Normas Oficiales Mexicanas) | NOM-018-STPS-2000. Se refiere a la identificación y comunicación de peligros y riesgos por sustancias químicas peligrosas en los centros de trabajo. NOM-100-STPS-1994. Se refiere a la seguridad en extintores contra incendios a base de polvo químico seco. NOM-086-ECOL-1994. Que indica que se debe regular la calidad de los combustibles para el servicio automotriz, domestico e industrial. |



Para dar cumplimiento a la LGEEPA en materia de actividades altamente riesgosas, desde abril de 1989, el INE ha requerido a quienes realizan actividades consideradas como tales, la presentación de un Programa para la Prevención de Accidentes (PPA) el cual es analizado y evaluado en el seno del Comité de Análisis y Aprobación de los Programas para la Prevención de Accidentes (COAAPP) donde participan las secretarías de: Energía, Minas e Industria Paraestatal (SEMIP) de Comercio y Fomento Industrial (SECOFI), del Trabajo y Previsión Social (STPS), de Salud (SSA), de Gobernación (SEGOB), Dirección General de Protección Civil y Centro Nacional de Prevención de Desastres, el INE, la Procuraduría Federal de Protección al Ambiente (PFPA) y el Departamento del Distrito Federal (DDF)²².

²² MÉXICO, INSTITUTO NACIONAL de ECOLOGÍA, *op. cit supra.*, nota 1.



II. TRABAJO DE CAMPO



II. TRABAJO DE CAMPO

A. Descripción del área de estudio

La planta de coquización retardada está diseñada para procesar 50,000 BPSD de residuo de vacío de crudo Maya 100%, los cuales son enviados como carga a esta planta. El gas húmedo producido es recuperado en la sección de recuperación de gas de la planta coquizadora la cual endulza y fracciona los gases húmedos, para obtener gas combustible, LPG, C₄-C₄= y gas ácido H₂S. El butano-butileno recuperado (C₄-C₄=) es enviado a la planta MTBE y el gas ácido H₂S es enviado a la unidad de recuperación de azufre. La nueva planta de hidrodesulfuración de gasóleos recibe gasóleos de la planta coquizadora.

La coquización retardada es un proceso térmico en el que el material de residuo rápidamente se calienta en un calentador y después se retiene en una zona de reacción bajo condiciones adecuadas de temperatura y presión. La porción no vaporizada del efluente del calentador se convierte en vapor y coque. Los productos de la sección de coquización de esta coquizadora retardada son vapores de domo, nafta no estabilizada, gasóleo combinado y coque.

Se utiliza un calentador a fuego directo en el proceso para alcanzar las temperaturas de desintegración térmica de 485 a 505°C. Con un corto tiempo de residencia en los tubos del calentador, la coquización del material de alimentación es "retardada" hasta que llega a grandes tambores de coquización del calentador. Se pueden producir tres estructuras físicas de coque de petróleo: de bala, esponja, o aguja, por medio de la coquización retardada. Estas estructuras físicas y propiedades químicas del coque de petróleo determinan el uso final del material que puede quemarse como combustible, calcinarse para uso en las industrias de acero, químicas y de aluminio, o gasificarse para producir vapor, electricidad, o como carga de gas para la industria petroquímica.



La coquización retardada es una reacción endotérmica en donde el calentador suministra el calor necesario de la reacción. El mecanismo exacto de la coquización es tan complejo que no es posible determinar todas las reacciones químicas que ocurren. Sin embargo, se llevan a cabo tres pasos distintos:

- Vaporización parcial y desintegración suave (rompimiento de la viscosidad) de la alimentación mientras pasa por el calentador.
- Desintegración del vapor conforme pasa a través del tambor.
- Desintegración sucesiva y polimerización del líquido atrapado en el tambor hasta que se convierte en vapor y coque.

Los rendimientos y la calidad de los productos están directamente relacionados a las tres variables de proceso:

Temperatura: Un incremento en la temperatura de coquización disminuye la producción de coque y aumenta el rendimiento de hidrocarburos líquidos.

Presión: El efecto del incremento de presión y/o relación de producción aumenta la producción de gas y coque, y disminuye el rendimiento de hidrocarburos líquidos.

Relación de Producción (RP): La relación de producción se define como la relación de la alimentación líquida total al calentador de la coquizadora (alimentación fresca + recirculación) a la alimentación fresca total que entra de límites de batería.

En la siguiente tabla se muestran los rendimientos frecuentes de una reacción de coquización retardada:

Tabla 3. Rendimientos típicos y características de los productos de una coquización retardada de residuos de vacío²³.

| <i>Propiedades de la carga</i> | |
|--------------------------------|------|
| Densidad: °API | 12.3 |
| Azufre: % en peso | 0.68 |

²³ MCKETTA, John J. *Encyclopedia of chemical processing and design*, New York, M. Dekker, vol. 10, 1976, p 7



Tabla 3. Rendimientos típicos y características de los productos de una coquización retardada de residuos de vacío. Continuación...

| | | | |
|---|--------------------|-------------------|---------|
| Residuo de carbón: % en peso | | | |
| <i>Rendimiento de productos, % en volumen de alimentación fresca.</i> | | | |
| Propano-propileno | 3.4 (30% olefinas) | | |
| Butano-butenos | 3.8(40% olefinas) | | |
| Gasolina, C5-400°F: | 22.8 | | |
| Pentano-penteno | 3.6 (35%olefinas) | | |
| Hexanos y más pesados | 19.2 | | |
| Petróleo de Horno | 18.4 | | |
| Gasoleo | 37.6 | | |
| <i>Rendimiento de coque: % en peso de alimentación fresca</i> | 23.7 | | |
| <i>Gas, C2 y ligeros:</i> | | | |
| % en peso de alimentación fresca | 3.5 | | |
| Ft3/bbl de carga | 257 | | |
| <i>Inspección de Producto:</i> | | | |
| | Gasolina | Petróleo de Horno | Gasoleo |
| Densidad: °API | 56.5 | 34 | 23 |
| Azufre: % en peso | 0.2 | 0.3 | 0.6 |
| <i>Destilación ASTM:</i> | | | |
| Punto de inicio: °F | 120 | 400 | |
| Punto final: °F | 280 | 640 | |
| 10 % a: °F | 180 | 435 | 670 |
| 50 % | 265 | 500 | 760 |
| 90% | 340 | 590 | 860 |
| <i>Inspecciones de Coque:</i> | | | |
| Materia volátil: % | 12 | | |
| Azufre: % en peso | 1.3 | | |



B. Descripción del proceso

1. Coquización

Los residuos de vacío se envían de límites de batería al intercambiador de alimentación de rebombeo de GOPC (gasoleo pesado de coquizadora). Después de precalentarse, la alimentación fresca entra al fondo de la fraccionadora de la coquizadora. La recirculación de la sección cubierta de la fraccionadora se combina con la alimentación fresca en el fondo de la torre. La alimentación fresca combinada y la recirculación fluyen a la bomba de carga al calentador.

El líquido a través del calentador de la coquizadora se calienta rápidamente al nivel de temperatura deseado. El efluente del calentador fluye a uno de cada par de los tambores de coque en donde, bajo condiciones de presión-temperatura-tiempo adecuados, el líquido atrapado se convierte en coque y vapores de hidrocarburos ligeros. Cuando un tambor está lleno, el efluente del calentador se dirige a través de la válvula de cambio de coquizadora a otro tambor de cada par. Entonces, cada tambor pasa a través de un ciclo de 30 horas.

Tabla 4. Descripción de los ciclos de coquización²⁴.

| Tiempo | Operación | Descripción |
|------------------|-------------------------------|---|
| 00: a 00:45 | Vaporizado a la fraccionadora | El tambor lleno se vaporiza a la torre fraccionadora de coque. Esta operación permite recuperar el material ligero arrastrado en el coque. |
| 00:45 a 01:30 | Vaporizado a purga | Vapor de apagado se envía a través del tambor de coque, al tanque de purga de la coquizadora, y después al tanque de asentamiento de purga. |
| 01:30 a 07:30 | Apagado y llenado | Se suministra agua para enfriar el tambor de coque a través de la bomba de agua de apagado. |

²⁴ PEMEX Refinación, *Manual de operación. Planta de coquización retardada*, México, p. 41.



| Tiempo | Operación | Descripción |
|------------------|--------------------------------------|--|
| 01:30 a 07:30 | Apagado y llenado (continuación) | El vapor generado en el tambor de coque fluye al sistema de purga por medio del tanque de purga de coquizadota al tanque de asentamiento donde se condensa. Esto continuará hasta que la temperatura del domo del tambor de coque alcance aproximadamente 177 °C, tiempo en el que el vapor se envía directamente al condensador de purga y al tanque de asentamiento de purga. El enfriado final se completa llenando el tambor de coque con agua. |
| 07:30 a 10:00 | Drenado de agua y descabezamiento | La cabeza superior se retira y el tambor se drena. Después de drenarlo, la cabeza del fondo se retira. |
| 10:00 a 13:00 | Operación de decoquizado | La bomba de corte de coque y el equipo de decoquización hidráulico se comisionan, y comienzan las operaciones de decoquización. El coque cae a la fosa de almacenamiento de coque. El agua de decoquización se bombea mediante las bombas de agua clara al tanque de agua de decoquización para reuso. |
| 13:00 a 14:00 | Recalentamiento y prueba | Después de la decoquización el tambor se purga y se prueba a presión con vapor. |
| 14:00 a 18:00 | Precalentamiento | El tambor se precalienta por medio de vapores de otro tambor de coque, que está en la etapa final de la operación de coquización. |
| 18:00 a 36:00 | Coquización | El tambor de coque caliente se pone en y el ciclo se repite para el otro tambor. |



Se usa un sistema de inyección antiespumante para evitar la espuma sobre los tambores de coque a la fraccionadora y permitir lecturas de nivel más exactas. El gasóleo ligero de coquizadora (GOLC), se usa como un agente portador para el agente antiespumante y se inyecta corriente debajo de las bombas de inyección de antiespumante.

El vapor de media presión se sobrecalienta en la sección de convección de los calentadores de la coquizadora para usarlo como vapor de agotamiento en el agotador de GOLC y en el agotador GOPC.

2. Fraccionamiento

El vapor del domo del tambor de coque fluye a la fraccionadora de la coquizadora, y entra debajo de la sección cubierta. Al pasar por la sección cubierta se condensa una corriente de recirculación.

Arriba de la sección de lavado de la fraccionadora, se retira una corriente de rebombeo de gasóleo pesado de circulación, una porción de esta pasa a través del filtro de aceite de lavado y regresa como reflujo caliente a la sección de lavado de la torre. Una segunda porción se usa para apagar los vapores que salen de los tambores de coque en servicio. El remanente de la corriente de rebombeo de GOPC precalienta la alimentación fresca en el intercambiador de rebombeo de GOPC/alimentación, genera vapor de media presión en el generador de vapor de rebombeo GOPC y proporciona calor al rehervidor de la depropanizadora y la debutanizadora antes de regresar a la torre.

El GOPC, fluye de la fraccionadora a la agotadora de GOPC. Los componentes ligeros se agotan con vapor y regresan a la fraccionadora. El producto GOPC agotado se bombea a través de la bomba de GOPC de producto. Esta corriente se utiliza para generar vapor en el generador de vapor de producto GOPC y para precalentar el agua de alimentación a calderas en el intercambiador GOPC/AAC.

El GOLC fluye a la agotadora GOLC. Los componentes ligeros se agotan con vapor y regresan a la fraccionadora. El producto GOLC agotado se bombea a través de la bomba de GOLC producto, para combinarlo con GOPC para formar gasóleo combinado.



El gasóleo combinado fluye a la planta HDS de gasóleo o al enfriador de producto de gasóleo combinado y a almacenamiento.

El vapor del domo de la fraccionadora se condensa parcialmente antes de fluir al tanque de domos de la fraccionadora. El vapor fluye al tanque de succión del compresor. El balance del líquido se bombea a la depropanizadora del absorbedor.

Se cuenta con un sistema de inyección de polisulfuro para inhibir la corrosión debido a la formación de cianuro en el agua amarga.

3. Generación de vapor

El vapor de media presión se genera en el generador de vapor de rebombeo de GOPC y en el generador de vapor de GOPC producto. El vapor generado pasa a través del separador de vapor MP 1, que está conectado al generador de vapor de GOPC producto. Todo el vapor se envía al cabezal de vapor de media presión.

4. Planta de Gas

El vapor del tanque de domos de la fraccionadora, fluye al tanque de succión del compresor. El vapor del tanque de succión del compresor entra el compresor de gas de coquizadora.

El vapor de la descarga de la primera etapa del compresor se mezcla con el vapor del acumulador de domos del agotador, con agua de lavado del tanque de alimentación de la depropanizadora del absorbedor con el agua de lavado de la bomba de aguas amargas de la fraccionadora, con el agua de alimentación a calderas del enfriador de agua de alimentación a calderas y el polisulfuro de amonio. La mezcla resultante de agua e hidrocarburo líquido-vapor fluye al tanque de interetapa del compresor. El vapor del tanque de interetapa del compresor fluye a la segunda etapa del compresor. El agua amarga del tanque de interetapa del compresor se bombea de regreso al tanque de domos de la fraccionadora o al agotador de aguas amargas.

El vapor de la descarga de la segunda etapa del compresor se combina con el agua de lavado del tanque de domos de la fraccionadora, el hidrocarburo líquido del



tanque de interetapa del compresor, y el vapor de la parte superior de la sección de la depropanizadora del absorbedor. La mezcla vapor-líquido hidrocarburo-agua enfriada fluye del condensador al tanque de alimentación de la depropanizadora del absorbedor. El vapor del tanque de alimentación fluye al plato del fondo del absorbedor. El hidrocarburo líquido de este tanque entra a la depropanizadora por el plato de la parte superior.

En el absorbedor, el vapor del tanque de alimentación se pone en contacto a contra corriente con aceite pobre. El aceite pobre consiste en nafta no estabilizada del tanque de domo de la fraccionadora. El aceite rico del fondo del absorbedor fluye a la descarga de segunda etapa del compresor. El vapor de la parte superior del absorbedor fluye al fondo del absorbedor de esponja, en donde hace contacto a contra corriente con un flujo de aceite esponja pobre y frío que consiste en GOLC no agotado. El aceite esponja pobre primero se enfría antes de entrar al absorbedor de esponja. El aceite esponja rico del fondo del absorbedor de esponja regresa a la fraccionadora de coquización.

En la depropanizadora, el hidrocarburo líquido del tanque de alimentación se separa para eliminar el C_3 e hidrocarburos más ligeros. El vapor de la parte superior de la depropanizadora fluye de regreso a la descarga de segunda etapa del compresor. El líquido del fondo de la depropanizadora fluye a la debutanizadora.

El vapor de la parte superior del absorbedor de esponja fluye al separador de gas producto de la coquizadora, en donde el líquido arrastrado se remueve y regresa a la fraccionadora de la coquizadora. El gas de producto en la parte superior del separador de gas fluye a la lavadora de amina de gas de producto de la coquizadora, en donde se endulza antes de entrar al sistema de gas combustible de la refinería.

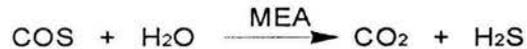
La debutanizadora fracciona la alimentación líquida del fondo de la depropanizadora en dos corrientes: una de C_4 en el domo y una en los fondos de nafta estabilizada. El vapor de la parte superior de la debutanizadora entra al tanque de domos de la debutanizadora.



El balance del líquido se bombea al contactor de amina de C₄. El agua amarga que pueda recolectarse en el tanque de domos de la debutanizadora regresa al tanque de domos de la fraccionadora y al agotador de aguas amargas.

En el contactor de amina de C₄, el producto líquido C₄ hace contacto a contra corriente con amina pobre. El producto C₄ endulzado de la parte superior del contactor de amina fluye al asentador de amina C₄ en donde la amina arrastrada en el producto C₄ se retira y regresa a la unidad de regeneración de amina. El producto C₄ de la parte superior del asentador de amina fluye a la tratadora de C₄ después de enfriarse en el enfriador de ajuste de producto C₄.

La unidad de tratamiento de C₄ es un proceso licenciado para la remoción de H₂S residual, mercaptanos, y COS. El producto C₄ tratado se envía a límites de batería. Para eliminar el sulfuro de carbonilo de una corriente de C₄, ésta entra en contacto con agua, de esta forma, el sulfuro de carbonilo se convierte en ácido sulfhídrico (H₂S) y dióxido de carbono (CO₂):



Así mismo, reacciona con una solución cáustica a la que se le añade monoetanolamina (MEA) para acelerar la hidrólisis de COS. Las reacciones para la remoción de sulfuro de carbonilo con cáustica son las siguientes²⁵:



La reacción total será:



Los mercaptanos ligeros también reaccionan con las soluciones acuosas de cáustica y se pueden extraer. La reacción química para la extracción de mercaptanos (RSH) es como sigue:



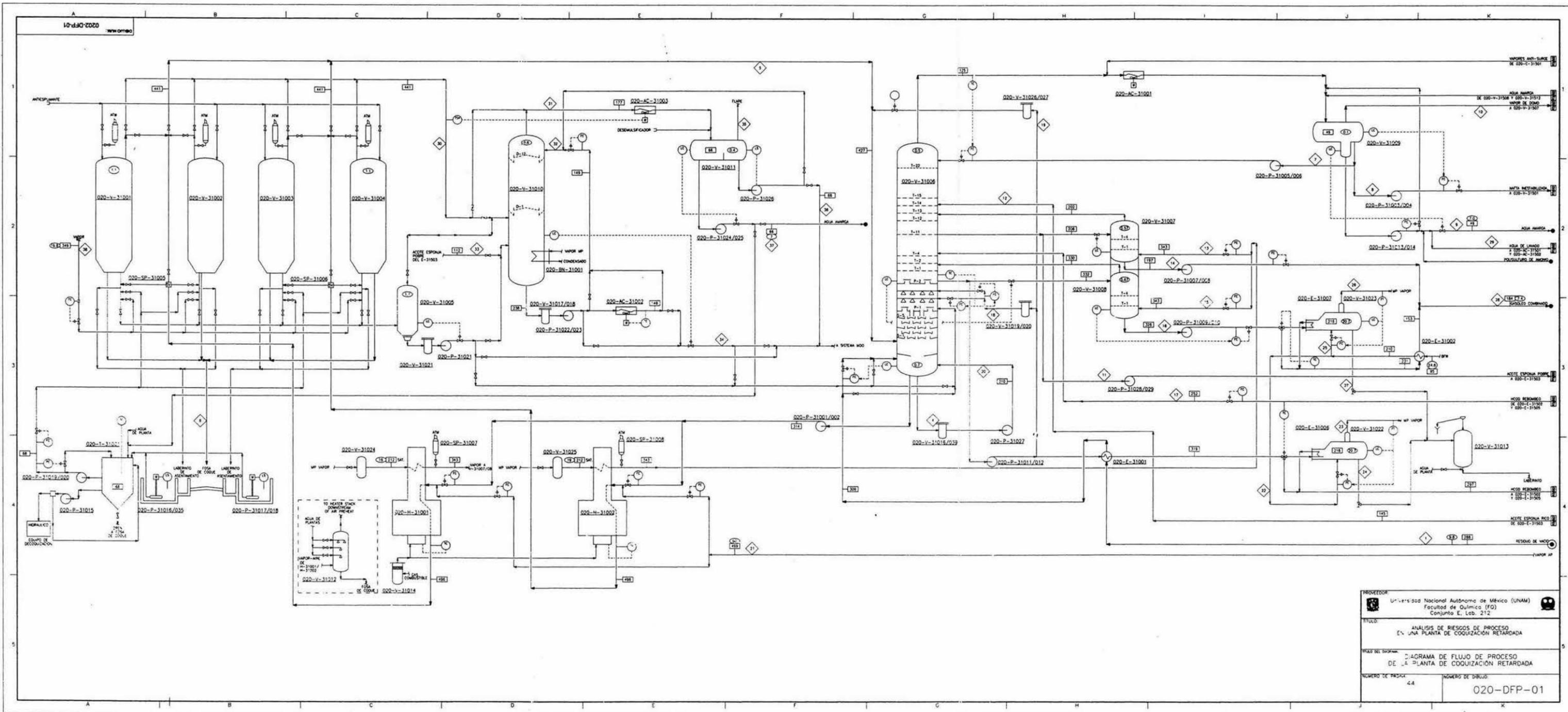
²⁵ Ibid., p 210.



La corriente de C₄ mezclados entra a la parte superior del contactor FIBER FILM, donde el LPG hace contacto con fibras metálicas, las cuales se mojan con una solución recirculada de MEA cáustica.

La corriente de LPG C₄ mezclados, libre de H₂S y COS, sale del recipiente del separador y continua corriente abajo a las etapas de extracción de mercaptanos, donde entra en contacto con cáustica fresca regenerada. Una vez más, la corriente de C₄ mezclados y la solución cáustica en corriente paralela fluyen hacia abajo del contactor donde se eliminan los mercaptanos remanentes.

En las siguientes páginas se muestra de forma esquematizada el proceso con los diagramas de flujo de proceso de la planta de coquización retardada.



| | |
|--|---------------------------------|
| PROYECTOR: Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E. Lab. 212 | |
| TÍTULO: ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO EN UNA PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA | |
| TIPO DE DISEÑO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA | |
| NÚMERO DE PÁGINA: 44 | NÚMERO DE DIBUJO: 020-DFP-01 |



C. Selección de métodos para el análisis de riesgos

Las técnicas para hacer análisis de riesgos son muy diferentes, todas tienen ventajas y desventajas en cuanto a objeto, herramientas, alcances y resultados. Ninguno de los métodos mencionados en los antecedentes son universalmente aplicables. La selección depende de la etapa de desarrollo del proceso, así, durante el diseño y construcción los métodos más apropiados son: análisis preliminar de peligros, listas de verificación e índices (Dow y Mond). Estos ayudan a establecer niveles relativos de los peligros potenciales de un proceso. Los métodos más adecuados para la etapa final de diseño o durante la operación de un proceso pueden ser los análisis de modos de fallas y efectos (FMEA), análisis "What-if" y análisis de peligros y operabilidad (HazOp) ya que requieren información y documentos más desarrollados como los diagramas de tuberías e instrumentación.

Cada una de estas técnicas es más probable de descubrir eventos inusuales o inesperados que a pesar de tener una baja probabilidad de ocurrencia, tienen consecuencias potencialmente severas. Su uso requiere habilidades considerables como conocimientos de diferentes especialidades, además consumen tiempo e implican costos, sin embargo, los resultados arrojados por estas técnicas indican prioridades que facilitan la toma de decisiones.

Las técnicas matemáticas y probabilísticas como árbol de fallas y árbol de eventos pueden ser herramientas muy poderosas, pero requieren más destreza y recursos. Estos métodos son particularmente efectivos para revisar procesos complejos en los cuales existen sistemas independientes y sus interacciones. Con suficientes bases de datos existentes, estas técnicas pueden cuantificar estimados de la frecuencia de ocurrencia de escenarios específicos.

Por lo tanto, para seleccionar las técnicas utilizadas en este estudio, será de acuerdo al criterio de disponibilidad de herramientas para efectuarlo, al alcance y tipo de resultados, etapa de desarrollo y complejidad.



Las técnicas para realizar el análisis de riesgos de una planta de coquización retardada son las siguientes:

El análisis de peligros y operabilidad (HazOp) involucra una inspección sistemática y metódica de los documentos de diseño que describen el proceso. El estudio se realiza por un equipo multidisciplinario para identificar peligros que pueden resultar en un accidente. Los resultados proveen una lista jerarquizada de recomendaciones que sirven como base para un trabajo de administración de riesgos.

El análisis de árbol de fallas se usa como una herramienta para identificar en qué circunstancias un evento indeseable pueden ocurrir. Es un modelo lógico que es usado después de determinar el evento para ayudar a encontrar las causas del accidente. También se determina cuantitativamente qué tan seguido puede ocurrir dicho evento.

El análisis de consecuencias determina por medio de modelos matemáticos las consecuencias que puede tener un accidente, se evalúan distancias de afectación por radiación, sobrepresión y toxicidad. Para realizar los cálculos se requiere de un software especializado para simular los eventos en función del tipo de material, los parámetros de operación y las condiciones ambientales.

Se escogieron estas tres técnicas, porque con el análisis de peligros y operabilidad se pueden identificar de manera ordenada y esquematizada los posibles riesgos en la etapa de operación de la planta, así se identifican escenarios críticos para desarrollar árboles de fallas y análisis de consecuencias para obtener la probabilidad de ocurrencia de un evento no deseado y los efectos producidos por un accidente ocasionando daños a equipos y a personal en la planta.



D. Análisis de peligros y operabilidad (HazOp)

1. Preparativos para el estudio

Las sesiones HazOp se llevaron a cabo en el período de Mayo a Noviembre del año 2003. Dichas reuniones se realizaron en las instalaciones de la refinería "Francisco I. Madero" de Cd. Madero, Tamps., Sector 10, con la participación de especialistas en diferentes ramos.

Para realizar un HazOp con calidad, la documentación previa es necesaria para estudiar detalladamente el proceso, la información requerida y el trabajo de preparación organizado por el facilitador o responsable se presentan a continuación:

- Información bibliográfica del área de estudio (planta de coquización retardada): manual de operación, diagramas actualizados de tuberías e instrumentación (DTI's), diagramas de flujo de proceso (DFP), diagramas de localización general de equipo, procedimientos de paro y arranque de la planta y registro histórico de accidentes e incidentes.
- Formación del grupo multidisciplinario integrado por personal de la planta.
- Presentación preliminar de la metodología empleada a los integrantes del grupo HazOp.
- Dividir la planta en circuitos y subdividirlos en nodos.
- Aplicación de la técnica HazOp a cada nodo.
- Establecer un plan de trabajo para dar seguimiento a las recomendaciones obtenidas.
- Identificar posibles escenarios de accidentes durante la aplicación de la técnica HazOp.
- Aplicar la técnica de análisis de árbol de fallos y realizar análisis de consecuencias para cada escenario de accidente identificado.



2. Aplicación de la técnica

El HazOp se llevó a cabo por un equipo multidisciplinario integrado por diferentes especialistas como son: el ingeniero de operación, seguridad, mantenimiento mecánico, mantenimiento eléctrico y mantenimiento a instrumentos. Para el inicio del 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 fue conducido por un coordinador, facilitador o guía del equipo, con experiencia en realizar estudios de riesgo y que no estaba asociado directamente con la planta bajo estudio ya que esto representa un riesgo al no ser lo suficientemente objetivo en la dirección del equipo, quien promueve la creatividad para aplicar las palabras guía, con el objeto de identificar el problema no de resolverlo.

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

Posteriormente se determinan los parámetros que intervienen en el nodo. Los parámetros son las condiciones físicas o químicas del proceso que pueden medirse o inferirse, dentro de los parámetros más significativos se tienen: flujo, temperatura, presión, nivel y composición.

A cada uno de los parámetros se determinan las palabras guía que lo "modifican", las palabras guía utilizadas 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.

Para cada desviación se deben de:

- Identificar causas en base al criterio y a la experiencia del grupo HazOp.
- Determinar consecuencias, para cada causa, asumiendo que fallan todas las protecciones o no existen.



- Listar las salvaguardas y protecciones.
- Determinar el nivel de riesgo para cada causa, considerando la frecuencia con la que se da la causa y la gravedad de la consecuencia.
- Hacer recomendaciones para minimizar el riesgo, ya sea realizándolas para disminuir la frecuencia de la causa o para reducir la gravedad de la consecuencia.

En la siguiente página se representa de forma esquematizada este procedimiento²⁶.

²⁶ BLOCKLEY, David. *Engineering safety*. México, McGraw-Hill, 1992, p 349.

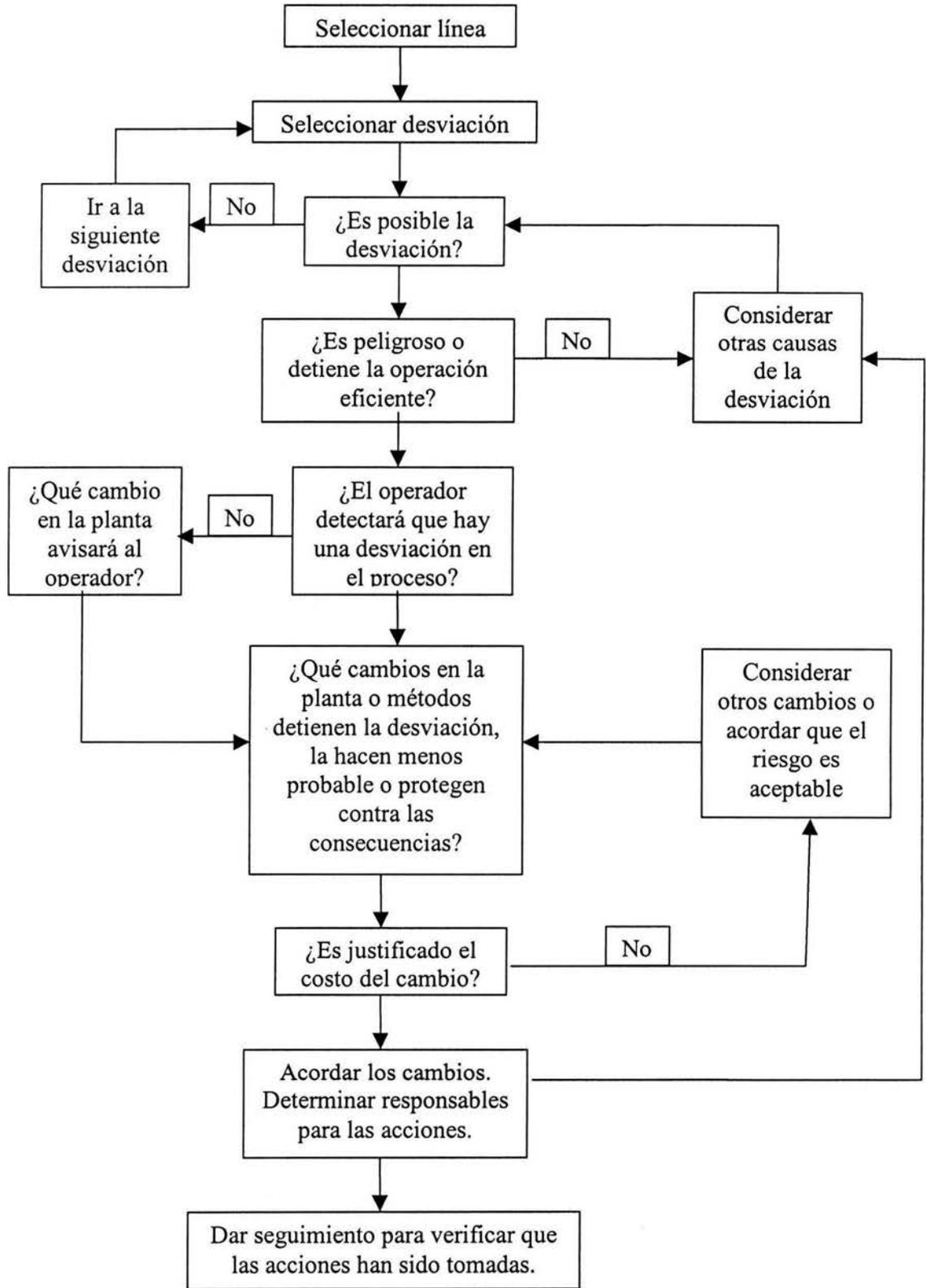


Figura 3. Procedimiento HazOp²⁶.



Los criterios para designar la frecuencia y la gravedad se describen a continuación, cabe mencionar que la frecuencia está asociada a las causas y la gravedad a las consecuencias.

El valor de la frecuencia se designa de acuerdo a los siguientes valores:

Tabla 5. Descripción de la frecuencia²⁷.

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

Los parámetros que se toman en cuenta para determinar la gravedad son los siguientes²⁸:

Tabla 6. Descripción de la gravedad.

| Num | Gravedad | Aspecto | Descripción |
|-----|--------------|----------------|---|
| 1 | Catastrófico | Personas | Pérdida de una o más vidas fuera de la refinería |
| | | Instalaciones | Daños por más de \$25,000,000 |
| | | Medio Ambiente | Fuga mayor que requiere limpieza fuera de la refinería |
| | | Operación | Paro de la refinería |
| 2 | Mayor | Personas | Un lesionado fuera de la refinería y una pérdida de vida dentro |
| | | Instalaciones | Daños por un monto entre \$2,500,000 y \$25,000,000 |

²⁷ STONE & Webster, engineering corporation, *Op.cit.supra.*, nota 10, p 111.

²⁸ *Idem.*



Tabla 6. Descripción de la gravedad.

| Num | Gravedad | Aspecto | Descripción |
|-----|---------------|----------------|---|
| 2 | Mayor | 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 |

La matriz de riesgos se realiza para identificar los peligros en base de aceptabilidad y para facilitar el rango de prioridad. La siguiente figura es una representación de la matriz de riesgos usada:

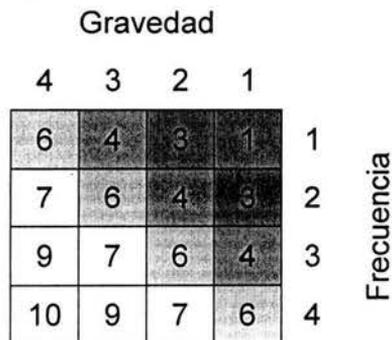


Figura 4. Matriz de riesgos.



Una vez estimado el riesgo se asigna una letra A, B, C, D para clasificar la recomendación o recomendaciones que se planteen para disminuir dicho riesgo, originando una matriz de riesgos como la que a continuación se observa.

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

Figura 5. Matriz de clase de riesgo.

Dependiendo de la clase de riesgo se le asigna una prioridad. En la siguiente tabla se dan las descripciones para cada clase de riesgo, así como las acciones recomendadas a seguir.

Tabla 7. Descripción de clases de riesgo²⁹.

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

²⁹ STONE & Webster, engineering corporation, *op. cit. supra*, nota 10, p 113.



Estas propuestas son usadas principalmente para enfocarse en los peligros que representan riesgos altos. Sin embargo, muchos de los riesgos de clase “D”, especialmente aquellos con una frecuencia alta, deben revisarse minuciosamente para determinar el efecto de los pasos de mitigación, estos son los resultados que más seguido producen resultados satisfactorios tangibles del HazOp y pueden justificar el esfuerzo financiero del HazOp.

3. Selección de circuitos y nodos

A continuación se presentan los circuitos que fueron sujetos al análisis HazOp, tales circuitos fueron seleccionados por los ingenieros de operación de la planta, considerando su alto riesgo y su prioridad para lograr la óptima operación de la planta.

Tabla 8. Circuitos de la planta de coquización retardada.

| | |
|--------------------|------------------------|
| CIRCUITO 1 | Carga |
| CIRCUITO 2 | Coquización |
| CIRCUITO 3 | Fraccionamiento |
| CIRCUITO 4 | Gasoleo pesado |
| CIRCUITO 5 | Gasoleo ligero |
| CIRCUITO 6 | Aceite esponja |
| CIRCUITO 7 | Nafta no estabilizada |
| CIRCUITO 8 | Ciclo de decoquización |
| CIRCUITO 9 | Compresión |
| CIRCUITO 10 | Planta de gas |



Los circuitos mencionados se dividieron en nodos formando un total de 43, los cuales se enlistan a continuación:

Tabla 9. Nodos de la planta de coquización retardada.

| Nodo | Descripción |
|------|--|
| 1 | Alimentación de residuo de vacío a la torre fraccionadora V-31006. |
| 2 | Del fondo de la fraccionadora V-31006 y alimentación de los calentadores H-31001/02. |
| 3 | Bombas de carga P-310001/02. |
| 4 | Calentador H-31001. |
| 5 | Calentador H-31002. |
| 6 | Salida del calentador H-31001 y tambor de coquización V-31001. |
| 7 | Salida del domo del tambor de coquización V-31001 a la torre fraccionadora V-31006. |
| 8 | Recirculación de fondos de la torre fraccionadora V-31006. |
| 9 | Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. |
| 10 | Línea de 6"-P-0712-BF5A a la sección de lavado de la torre fraccionadora V-31006. |
| 11 | Extracción de gasoleo pesado al agotador V-31008 y retorno de vapores a la torre fraccionadora V-31006. |
| 12 | Gasoleo pesado del fondo del V-31008 a la salida del límite de batería a almacenamiento. |
| 13 | Extracción de gasoleo ligero al agotador V-31007 y retorno de vapores a la torre fraccionadora V-31006. |
| 14 | Línea 8"-P-0707-A2A salida de aceite esponja pobre, P-028/029, E-31503A/B, AC-31503, E-31504 y alimentación al absorbedor V-31502. |
| 15 | Absorbedor V-31502 y retorno de aceite esponja rico a la V-31006. |
| 16 | Nafta no estabilizada del domo de la fraccionadora V-31006, AC-31001 y alimentación al V-31009. |
| 17 | Tanque V-31009, salida de reflujo a la fraccionadora y bombas P-3105/06. |
| 18 | Salida de nafta inestabilizada línea de 4"-P-1402-AA2A, bombas P-31003/04 y alimentación al depropanizador absorbedor V-31501. |



Tabla 9. Nodos de la planta de coquización retardada.

| Nodo | Descripción |
|------|--|
| 19 | Salida de agua amarga del V-31009, bombas P-31013/14 y la salida a aguas amargas. |
| 20 | Línea 30"-P-1413-AA5C de salida de gas del V-31009 y tanque de succión del compresor V-31507. |
| 21 | Primera etapa del compresor C-31501. |
| 22 | Segunda etapa del compresor C-31501. |
| 23 | Tanque de alimentación V-31506 de la torre absorbidora depropanizadora. |
| 24 | Torre depropanizadora V-31501. |
| 25 | Línea 12"-P-5302-AA5C de gas de alimentación al absorbedor del V-31501. |
| 26 | Torre debutanizadora V-31503 y línea de salida 8"-P-5503-BA2A hacia límite de batería, AC-31505, E-31507, P-31511/12. |
| 27 | Línea 10"-P-5501-AA2A del domo de la torre debutanizadora V-31503, V-31512, bombas P-31505/06 y línea de llegada al V-31504. |
| 28 | Torre contactora de amina V-31504. |
| 29 | Separador de gas de coque V-31511, torre lavadora V-31505 y su salida a red de gas combustible. |
| 30 | Tanque separador Thiolex V-31541, las bombas P-31541/42, P-315344/41/42. |
| 31 | Tanque separador Thiolex V-31542. |
| 32 | Tanque separador Thiolex V-31543. |
| 33 | Línea de alimentación de mezcla cáustica a regeneración 2"-CA-120-PBHT, E-31541, SP-31542 y la torre oxidadora V-31544. |
| 34 | Línea 2"-CA-133-PAHG de salida de sosa cáustica regenerada, E-31542 y el tanque separador de aceite disulfuro (DSO) V-31545. |
| 35 | Tanque separador V-31546. |
| 36 | Instrumentación general de medición de la unidad Merichem. |
| 37 | Sistema de desfuegos a quemador elevado de la unidad coquizadora retardada U-020. |
| 38 | Quemador elevado A-31001. |
| 39 | Sistema de Blowdown (Tanque V-31010, AC-31002, AC-31003, P-31024/025/026, V-31011). |
| 40 | Tanque asentador V-31011 |



Tabla 9. Nodos de la planta de coquización retardada.

| Nodo | Descripción |
|------|--|
| 41 | Tanque de agua de decoquizado T-31001 |
| 42 | Tanque recolector del sistema de purgas (MDO) V-31030. |
| 43 | Tanque de aceite recuperado de refinería V-31038. |

El circuito de gasoleo pesado ha sido seleccionado para ejemplificar el estudio. En la siguiente tabla se describen el nodo seleccionado de acuerdo al nivel de riesgo que representan según el criterio de los participantes del grupo HazOp.

Tabla 10. Nodo de estudio para ejemplificar el análisis HazOp.

| Nodo | Descripción |
|------|---|
| 1 | Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. |

En las siguientes páginas se encuentran las hojas de registro del estudio HazOp para el nodo anterior.



| | | ÁREA: Sector 10 | | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | |
|-----|--|---|---|---|---|--|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 1. Alta temperatura en corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Alta temperatura en el plato número 2 de la torre fraccionadora V-31006. | 1. Cavitación de las bombas P-31011/31012. 2. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 3. Productos ligeros fuera de especificación. | 2 | 3 | 6 | 1. Indicador de temperatura TI-31177. 2. Indicador de presión diferencial PDI-31283. 3. Controlador indicador de temperatura TIC-31176. 4. Indicador de temperatura TI-31175. | 2 | 3 | 6 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo. | C |
| | | DESVIACION: 2. Baja temperatura en corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| 1 | Bajo perfil de temperatura de la torre Fraccionadora V-31006. | 1. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 2. No hay generación de vapor. 3. Productos fuera de especificación. 4. Puntos de corte de los productos traslapados. | 2 | 4 | 7 | 1. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126. 2. Indicadores de temperatura TI-31123 y TI-31122. 3. Indicadores de temperatura TI-31164A/B/C/D. 4. Indicador de temperatura TI-31178. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Establecer un procedimiento de consulta y registro del SICOLAB para los productos generados de la U-020 para tomar acciones correctivas de la operación. | D |
| 2 | Entrada de vapor o gasoleo al circuito por error. | 1. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 2. Presionamiento de la torre fraccionadora V-31006. | 3 | 3 | 7 | 1. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126. 2. Indicadores de temperatura TI-31123 y TI-31122. | 3 | 3 | 7 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|-----|--|--|---|---|-------------------------------|---|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACIÓN: 2. Baja temperatura en corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 2 | Entrada de vapor o gasoleo al circuito por error. | 3. Presionamiento del V-31507. | 3 | 3 | 7 | 3. Indicadores de temperatura TI-31178 y TI-31164A/B/C/D. 4. PV-31500A del tanque V-31507. | 3 | 3 | 7 | | D |
| 3 | Operación inadecuada en los rehervidores E-502 y E-505 de la torre depropanizadora y debutanizadora enfriando la corriente de gasoleo de retorno (pumparound). | 1. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 2. No hay generación de vapor. 3. Productos fuera de especificación. 4. Puntos de corte de los productos traslapados. | 1 | 3 | 4 | 1. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126. 2. Indicadores de temperatura TI-31123/178. 3. Indicador de temperatura TI-31122. 4. Indicadores de temperatura TI-31164A/B/C/D. | 2 | 3 | 6 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo. | |
| | | DESVIACION: 3. Alta presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| 1 | Falla de la válvula FV-31045/31046 en posición cerrada por falla del lazo de control del FIC-31045/31046. | 1. No hay recirculación hacia la torre fraccionadora V-31006. 2. Presionamiento del sistema de recirculación lateral de gasoleo pesado V-31019, V-31020. 3. Presionamiento del sistema de recirculación de quench V-31026/027. 4. Presionamiento en los enfriadores de gasoleo E-31001. | 2 | 3 | 6 | 1. Directo de las válvulas FV-31045/046. 2. Indicador de presión PI-31011, indicador de presión diferencial PDI-31282/83 con alarma por alta presión diferencial PDAH-31283. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |

|  | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|---|---|--|---|---|--------------------------------------|---|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 3. Alta presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Falla de la válvula FV-31045/31046 en posición cerrada por falla de cualquier elemento del lazo de control del FIC-31045/31046. | 5. Presionamiento en el sistema de generación de vapor E-31006. 6. Presionamiento en los rehervidores E-31505/502 de la torre debutanizadora y torre depropanizadora. 7. Disparo de las bombas P-31011/012. 8. Inundación del plato número 2 de la torre fraccionadora V-31006. 9. Deficiencia en el lavado de los vapores de hidrocarburo en la torre fraccionadora V-31006 provenientes del tambor de coquización. | 2 | 3 | 6 | 3. TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31123, TI-31122, TI-31164A/B/C/D y TI-31178, controlador indicador de nivel LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 4. Indicador local de nivel LG-002, controlador indicador de nivel LIC-31103 con alarma por alto y bajo nivel LAH-31103 y LAL-31103, indicadores de temperatura TI-31173/74 y TI-31175, controlador indicador de presión PIC-31010 con alarma por alta presión PAH-31010. | 2 | 4 | 7 | 3. En el paro institucional dar mantenimiento a los directos de las válvulas FV-31045/046 para que estén en condiciones óptimas cuando se requieran. | D |
| 2 | Taponamiento de los filtros V-31019/31020. | 1. No hay recirculación hacia la torre fraccionadora V-31006. 2. Presionamiento del sistema de recirculación lateral de gasoleo pesado. 3. Presionamiento del sistema de recirculación de quench V-31026/027. | 1 | 3 | 4 | 1. Relevo del filtro V-31019/020. 2. Indicador de presión diferencial PDI-024/025 de los filtros V-31019/020 e indicadores de presión PI-17/18. 3. Línea de aceite de lavado (flushing). | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con la capacitación al personal. | D |



|  | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|---|--|---|---|---|--------------------------------------|--|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 3. Alta presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 2 | Taponamiento de los filtros V-31019/31020. | 4. Más flujo de aceite de quench hacia los tambores de cotización. 5. Presionamiento en los enfriadores de gasoleo E-31001. 6. Presionamiento en el sistema de generación de vapor E-31006. 7. Presionamiento en los rehervidores E-31505/502 de la torre debutanizadora y torre depropanizadora. 8. Disparo de las bombas P-31011/012. 9. Inundación del plato número 2 de la torre fraccionadora V-31006. 10. Deficiencia en el lavado de los vapores de hidrocarburo en la torre fraccionadora V-31006 provenientes del tambor de coquización. 11. Desperfilamiento de temperatura en la torre fraccionadora V-31006. | 1 | 3 | 4 | 4. TDIC-31126, indicador de temperatura TI-31123, indicador de temperatura TI-31122, Indicadores de temperatura TI-31164A/B/C/D, indicador de temperatura TI-31178, controlador indicador de nivel LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 5. Indicador de presión PI-31011, indicadores de presión diferencial PDI-31282/83 con alarma por alta presión diferencial PDAH-31283. 6. Indicador de temperatura TI-31175, indicador local de nivel LG-002, controlador indicador de nivel LIC-31103 con alarma por alto y bajo nivel LAH-31103 y LAL-31103, indicadores de temperatura TI-31173/74, controlador indicador de presión PIC-31010 con alarma por alta presión PAH-31010. | 3 | 4 | 9 | 3. Continuar con el programa de rutinas diarias de lectura de indicadores de campo. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|-----|---|--|---|---|-------------------------------|--|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 3. Alta presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 3 | Falla de las válvulas HV-31253/255 o el cierre de las válvulas de compuerta en línea en descarga de las bombas P-31011/012. | 1. Baja presión en la descarga de las bombas P-31011/012 después de las HV-31253 /55. 2. Presionamiento de la línea corriente abajo. 3. Disparo de las bombas P-31011/012. | 3 | 3 | 7 | 1. Tanques de almacenamiento de aire de reserva para válvulas de emergencia HV-31253/255. 2. Indicadores de presión PI-19/20, PSL-31012 con su alarma por baja presión PAL-31012. 3. TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31123, TI-31122, TI-31164A/B/C/D y TI-31178. 4. Indicador de presión PI-31011, indicadores de presión diferencial PDI-31282/83 con alarma por alta presión diferencial PDAH-31283. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo en operación de las válvulas. | D |
| | | DESVIACION: 4. Baja presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| 1 | Paro de las bombas P-31011/31012. | 1. Desperfilamiento de la torre fraccionadora V-31006. 2. Sin flujo de aceite de quench. 3. Sin flujo de aceite de recirculación. 4. Sin generación de vapor de media. 5. Carga de límite de baterías frío hacia la torre fraccionadora V-31006. | 2 | 3 | 6 | 1. Relevo de la bomba P-31011/012. 2. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126, TI-31123, TI-31122, TI-31164A/B/C/D, TI-31178, LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 3. Controlador indicador de flujo FIC-31048 con alarma por bajo flujo FAL-31048. | 2 | 4 | 7 | 1. Contar con la disponibilidad del relevo de la bomba P-31011/012. 2. Contar con el refaccionamiento en cantidad, calidad y a tiempo. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|-----|--|---|---|---|-------------------------------|---|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 4. Baja presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Paro de las bombas P-31011/31012. | 6. Descontrol operacional en las torres debutanizadora y depropanizadora. 7. Productos fuera de especificación. | 2 | 3 | 6 | 4. Indicador de flujo FI-31150, indicador de presión PI-31114. 5. TW-007 a la salida de los E-31001A/B, indicadores de temperatura TI-31185/191. | 2 | 4 | 7 | 4. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |
| 2 | Fugas en bridas, tuberías y accesorios a lo largo de la línea. | 1. Contaminación ambiental. 2. Riesgo de incendio. | 2 | 3 | 6 | 1. Sistema de agua contraincendio. 2. Sistema fire and gas. 3. Sistema de monitoreo por televisión. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con los simulacros de incendio. 2. Realizar los procedimientos de soldadura de acuerdo a normas. | D |
| 3 | Válvulas de relevo RV-09A/B/E/F abiertas. | 1. Desperfilamiento de la torre fraccionadora V-31006. 2. Aumento de nivel en el V-31032. 3. Depresionamiento de la torre fraccionadora V-31006. 4. Alta temperatura de salida de gases de tambores. 5. Descontrol operacional en el área de ligeros. 6. Baja producción de vapor de media en el generador de vapor E-31006. | 2 | 3 | 6 | 1. Bloqueo manual antes de la RV-09A/B/E/F. 2. Indicadores de presión PI-17/18/126/128, indicadores de presión diferencial PDI-24/25/126/127. 3. Relevo de cada filtro V-31019/20/26/27. 4. Indicadores de temperatura y presión de la debutanizadora, depropanizadora y la torre fraccionadora. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con el programa de mantenimiento y calibración de las válvulas de relevo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |



|  | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|---|---|---|---|---|--------------------------------------|---|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 4. Baja presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 4 | Bajo nivel en el plato No. 2 de la torre fraccionadora V-31006. | 1. Cavitación de las bombas P-31011/31012. 2. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 3. Sin flujo de aceite de quench. 4. Sin flujo de aceite de recirculación. 5. Sin generación de vapor de media. 6. Carga de límite de batería frío hacia la torre fraccionadora V-31006. 7. Descontrol operacional en las torres debutanizadora y depropanizadora. 8. Productos fuera de especificación. | 2 | 3 | 6 | 1. Controlador indicador de nivel LIC-31103 con alarma por bajo nivel LAL-31103, indicador de nivel LI-31103, indicador local de nivel LG-002. 2. Relevo de la bomba P-31011/012. 3. Controlador indicador de flujo FIC-31048 con alarma por bajo flujo FAL-31048. 4. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31123, TI-31122, TI-31164A/B/C/D y TI-31178, controlador indicador de nivel LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 5. Indicador de flujo FI-31150, indicador de temperatura TI-31191, indicador de presión PI-31114. 6. TW-007 a la salida de los E-31001A/B, indicador de temperatura TI-31185. | 2 | 3 | 6 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo al equipo dinámico. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | C |



|  | | ÁREA: Sector 10 | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | | | |
|---|--|---|--------------------------------------|---|---|--|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 4. Baja presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 5 | Falla del FIC-31038 o cualquier elemento de su lazo de control en posición de cerrado. | 1. Sin flujo de retorno a la torre fraccionadora. 2. Represionamiento de la línea corriente abajo. 3. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 4. Sin flujo de aceite de quench. 5. Sin flujo de aceite de recirculación. 6. Sin generación de vapor de media. 7. Carga de límite de batería frío hacia la torre fraccionadora V-31006. 8. Descontrol operacional en las torres debutanizadora y depropanizadora. 9. Productos fuera de especificación. 10. Fugas en bridas y accesorios. 11. Posibilidad de incendio. | 2 | 3 | 6 | 1. Indicador de flujo FI-31039, TI-31174/179, controlador indicador de temperatura TIC-31180. 2. RV-55A, RV-54A. 3. LIC-31103 con alarma por bajo nivel LAL-31103, LI-31103, LG-002. 4. TW-007 a la salida de los E-31001A/B, TI-31185. 5. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31123/122/178/191/164A/B/C/D, LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 6. FIC-31048 con alarma por bajo flujo FAL-31048. 7. Indicador de flujo FI-31150, PI-31114. 8. Salida lateral hacia HMDO (Dren caliente de mantenimiento). 9. Sistema de agua contraincendio | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo en situaciones que requieran el uso de líneas de dren caliente (MDO). 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|-----|--|--|---|---|-------------------------------|--|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 4. Baja presión de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 6 | Falla del FIC-31531 y FIC-31533 o cualquier elemento de su lazo de control en posición de cerrado. | 1. Sin flujo de retorno hacia la torre fraccionadora. 2. Represionamiento de la línea corriente abajo. 3. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 4. Descontrol operacional en las torres debutanizadora y depropanizadora. 5. Productos fuera de especificación. 6. Fugas en bridas y accesorios. 7. Posibilidad de incendio. | 2 | 3 | 6 | 1. PV-31509. 2. Indicador de flujo FI-31039, indicadores de temperatura TI-31174/179, TIC-31180. 3. LIC-31103 con alarma por bajo nivel LAL-31103, LI-31103, LG-002. 4. Controlador indicador de temperatura TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31122/123/178 y TI-3 LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 5. FIC-31048 con alarma por bajo flujo FAL-31048. 6. FI-31150, TI-31191, PI-31114. 7. TW-007 a la salida de los E-31001A/B, TI-31185. 8. RV-55A, RV-54A. 9. Salida lateral hacia HMDO (Dren caliente de mantenimiento). 10. Sistema de agua contraincendio. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |



|  | | ÁREA: Sector 10 | | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | |
|---|--|--|---|---|---|---|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| DESVIACION: 5. Alto flujo en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Apertura mayor de la válvula FV-31045/31046 por falla de cualquier elemento de su lazo de control del FIC-31045/31046. | 1. Descontrol operacional en la torre fraccionadora. 2. Mayor arrastre de gasoleo pesado hacia el fondo de la torre fraccionadora. 3. Mayor cantidad de gasoleo pesado en la alimentación de carga combinada. 4. Variación en la relación de recirculación mayor de 1.05. | 2 | 4 | 7 | 1. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31123, TI-31122, TI-31164A/B/C/D y TI-31178, controlador indicador de nivel LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 2. Flexibilidad operativa en las válvulas FV-31045/31046. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |
| 2 | Falla del FIC-31039 o cualquier elemento de su lazo de control. | 1. Inundación del plato No. 4. 2. Descontrol operacional en la torre fraccionadora. 3. Mayor arrastre de gasoleo pesado hacia el fondo de la torre fraccionadora. 4. Mayor cantidad de gasoleo pesado en la alimentación de carga combinada. 5. Variación en la relación de recirculación mayor de 1.05. | 2 | 4 | 7 | 1. Controlador indicador de flujo FIC-31530 y controlador indicador de flujo FIC-31533. 2. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31123, TI-31122, TI-31164A/B/C/D y TI-31178, controlador indicador de nivel LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 3. Controlador indicador de presión diferencial PDIC-31509. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | |
|--|--|---|---|---|---|---|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| DESVIACION: 5. Alto flujo en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 3 | Válvulas manuales en posición de abierto por error en la corriente de alimentación de aceite reciclado de refinería. | 1. Inundación del plato No. 4. 2. Descontrol operacional en la torre fraccionadora. 3. Represionamiento de la torre fraccionadora. 4. Productos fuera de especificación. | 3 | 3 | 7 | 1. Controlador indicador de temperatura diferencial TDIC-31126, indicadores de temperatura TI-31122/123/178 y TI-31164A/B/C/D, LIC-31104 con alarma por alto y bajo nivel LAL-31104 y LAH-31104. 2. Controlador indicador de flujo FIC-31530 y controlador indicador de flujo FIC-31533. 3. Controlador indicador de presión diferencial PDIC-31509. | 3 | 3 | 7 | 1. Rotular en campo leyenda de riesgo al operar esta línea de recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la V-31006. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |
| DESVIACION: 6. Bajo flujo en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | | | |
| 1 | Taponamiento o fuga parcial del colector del plato No. 2. | 1. Posible cavitación de las bombas P-31011/012. 2. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 3. Mayor arrastre de gasoleo pesado hacia el fondo de la torre fraccionadora. 4. Mayor cantidad de gasoleo pesado en la alimentación de carga combinada. | 2 | 2 | 4 | 1. Controlador indicador de nivel LIC-31103, controlador indicador de temperatura TIC-31176, TI-31175, LIC-31104 en control de cascada con el FIC-31047. 2. Indicador de presión diferencial PDI-31282/83, indicador de presión PI-31011, indicadores de temperatura TI-31178 y TI-31173/74, controlador indicador de presión PIC-31010. 3. Indicadores de presión PI-019/20. | 2 | 3 | 6 | 1. Revisar si esta habilitada la señal del FAL-31023A/B del FI-31023A/B. 2. Si la anterior no se cumple habilitar alarma por bajo flujo FAL-31023A/B. 3. Configurar alarma por bajo flujo en el FIC-31039. | C |



|  | | ÁREA: Sector 10 | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | | | |
|---|--|--|-------------------------------|---|---|--|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| DESVIACION: 6. Bajo flujo en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Taponamiento o fuga parcial del colector del plato No. 2. | 5. Variación en la relación de recirculación mayor de 1.05. 6. Menor producción de productos y coque. | 2 | 2 | 4 | 4. Indicador de temperatura TI-31187 en los E-31001A/B. 5. PI-010/11 de las bombas P-31001/002. 6. Indicador de flujo FI-31023A/B con alarma por bajo flujo FAL-31023A/B. 7. Controlador indicador de flujo FIC-31039. | 2 | 3 | 6 | 4. Continuar con la capacitación al personal operativo. 5. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | C |
| 2 | Taponamiento parcial de los filtros de la succión de las bombas P-31011/012. | 1. Posible cavitación de las bombas P-31011/012. 2. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 3. Mayor arrastre de gasoleo pesado hacia el fondo de la torre fraccionadora. 4. Mayor cantidad de gasoleo pesado en la alimentación de carga combinada. 5. Variación en la relación de recirculación mayor de 1.05. | 2 | 2 | 4 | 1. Alarma por baja presión PAL-31012, PSL-31012. 2. Relevo de la bomba P-31011/012 con sus filtros. 3. Controlador indicador de nivel LIC-31103, TIC-31176, TI-31175, LIC-31104 en control de cascada con el FIC-31047. 4. Indicadores de presión diferencial PDI-31282/83, PI-31011, TI-31178, TI-31173/74, PIC-31010. 5. Indicadores de presión PI-019/20. 6. TI-31187 en los E-31001A/B. | 2 | 3 | 6 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. 4. Realizar un programa de rotación de equipo dinámico, para las bombas P-31011/012. | C |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|-----|--|---|---|---|-------------------------------|---|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 6. Bajo flujo en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 2 | Taponamiento parcial de los filtros de la succión de las bombas P-31011/012. | 6. Menor producción de productos y coque. | 2 | 2 | 4 | 7. PI-010/11 de las bombas P-31001/002. 8. FI-31023A/B con alarma por bajo flujo FAL-31023A/B, FIC-31039. | 2 | 3 | 6 | | C |
| 3 | Cierre de la válvula FV-31045/046 por falla del FIC-31045/046 o de cualquier elemento de su lazo de control. | 1. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 2. Arrastre de pesados hacia la zona de rectificación de la torre fraccionadora V-31006. 3. Mezclas en la zona de rectificación de los productos. 4. Productos fuera de especificación. | 2 | 3 | 6 | 1. Directo de las válvulas FV-31045/046. 2. Controlador indicador de nivel LIC-31103, controlador indicador de temperatura TIC-31176, indicador de temperatura TI-31175, controlador indicador de nivel LIC-31104 en control de cascada con el controlador indicador de flujo FIC-31047. 3. PDI-31282/83, indicador de presión PI-31011, indicadores de temperatura TI-31178 y TI-31173/74, controlador indicador de presión PIC-31010. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |
| 4 | Taponamiento parcial de los filtros V-31019 y V-31020. | 1. Bajo flujo en el aceite de lavado hacia la torre fraccionadora V-31006. 2. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. | 2 | 3 | 6 | 1. Controlador indicador de nivel LIC-31103, controlador indicador de temperatura TIC-31176, indicador de temperatura TI-31175, controlador indicador de nivel LIC-31104 en control de cascada con el controlador indicador de flujo FIC-31047. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|-----|--|---|---|---|-------------------------------|---|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 6. Bajo flujo en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 4 | Taponamiento parcial de los filtros V-31019 y V-31020. | 3. Arrastre de pesados hacia la zona de rectificación de la torre fraccionadora V-31006. 4. Mezclas en la zona de rectificación de los productos. 5. Productos fuera de especificación. | 2 | 3 | 6 | 2. Indicadores de presión diferencial PDI-31282/83, PI-31011, indicadores de temperatura TI-31178 y TI-31173/74, controlador indicador de presión PIC-31010. 3. Indicadores de presión diferencial PDI-24/25 y PDI-17/18, indicadores de presión PI-19/20. | 2 | 4 | 7 | 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. | D |
| 5 | Taponamiento parcial de los aspersores dentro de la torre. | 1. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. | 3 | 4 | 9 | 1. Indicador de temperatura TI-31178, indicador de presión PI-31011. 2. Indicadores de presión diferencial PDI-17/18/24/25, indicadores de presión PI-19/20. 3. Controlador indicador de nivel LIC-31103, controlador indicador de temperatura TIC-31176, TI-31175, controlador indicador de nivel LIC-31104 en control de cascada con el FIC-31047. 4. Indicador de presión diferencial PDI-31282/83, indicador de temperatura TI-31173/74, controlador indicador de presión PIC-31010. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |



|  GOBIERNO FEDERAL SECRETARÍA DE ENERGÍA | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|--|--|---|---|---|-------------------------------|--|----|----|----|---|-----|
| NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | | | |
| PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | | | |
| DESVIACION: 6. Bajo flujo en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 6 | Taponamiento parcial de los filtros V-31026 y V-31027. | 1. Alta temperatura en la corriente de vapores de hidrocarburo de los tambores hacia la torre fraccionadora V-31006. 2. Mayor temperatura en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. | 2 | 3 | 6 | 1. Indicador de presión diferencial PDI-128/129, indicadores de presión PI-126/127 y PI-31011, indicadores de temperatura TI-31178, TI-31141/143, TI-31122/124, TI-31123/125 y TI-31140/142. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. | D |
| 7 | Falla del FIC-31039 o de cualquier elemento de su lazo de control. | 1. Mayor temperatura en el plato No. 4. 2. Descontrol operacional en el domo de la torre fraccionadora V-31006. | 2 | 3 | 6 | 1. Directo de la válvula FV-31039. 2. Indicador de temperatura TI-31179, controlador indicador de temperatura TIC-31180, TIC-31173/174, controlador indicador de presión PIC-31010, controlador indicador de flujo FIC-31028. | 2 | 4 | 7 | 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. | D |
| DESVIACION: 7. No flujo de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | | | |
| 1 | Fuga total del colector del plato No. 2. | 1. Cavitación de las bombas P-31011/012. 2. Aumento de nivel en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. | 3 | 2 | 6 | 1. Controlador indicador de nivel LIC-31103 con alarma por alto nivel LAH-31103 y alarma por bajo nivel LAL-31103. | 3 | 3 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | |
|-----|---|---|---|---|---|---|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 7. No flujo de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Fuga total del colector del plato No. 2. | 3. Aumento de temperatura en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. 4. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 5. Gasoleo pesado con mayor temperatura hacia almacenaje. 6. Vapores de hidrocarburo de los tambores con mayor temperatura. 7. No producción de vapor de media. 8. Paro de planta. | 3 | 2 | 6 | 2. Controlador indicador de temperatura TIC-31176, indicador de temperatura TI-31175, controlador indicador de nivel LIC-31104 en control de cascada con el FIC-31047. 3. Indicador de presión diferencial PDI-31282/83, indicador de presión PI-31011, indicadores de temperatura TI-31178 y TI-31173/74, controlador indicador de presión PIC-31010. | 3 | 3 | 7 | 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Revisar internos de la torre fraccionadora V-31006 en el paro institucional de la planta. | D |
| 2 | Taponamiento del filtro de succión de las bombas P-31011/012. | 1. Baja presión de descarga de las bombas P-31011/012. 2. Cavitación de las bombas P-31011/012. 3. Aumento de nivel y temperatura en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. 5. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. | 2 | 2 | 4 | 1. PSL-31012, alarma por baja presión PAL-31012. 2. Controlador indicador de nivel LIC-31103, controlador indicador de temperatura TIC-31176, indicador de temperatura TI-31175, controlador indicador de nivel LIC-31104 en control de cascada con el FIC-31047. | 2 | 3 | 6 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | C |



|  | | ÁREA: Sector 10 | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | |
|---|---|---|---|---|-------------------------------|---|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 7. No flujo de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 2 | Taponamiento del filtro de succión de las bombas P-31011/012. | 6. Gasoleo pesado con mayor temperatura hacia almacenaje. 7. No producción de vapor de media en E-31006. 8. Paro de planta. | 2 | 2 | 4 | 3. Indicador de presión diferencial PDI-31282/83, indicador de presión PI-31011, indicadores de temperatura TI-31178 y TI-31173/74, controlador indicador de presión PIC-31010. | 2 | 3 | 6 | | C |
| 3 | Disparo de las bombas P-31011/012. | 1. Aumento de nivel y temperatura en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. 2. Descontrol operacional de la torre fraccionadora V-31006. 3. Gasoleo pesado con mayor temperatura hacia almacenaje. 4. No producción de vapor de media en E-31006. 6. Paro de planta. | 2 | 2 | 4 | 1. Relevo de la bomba P-31011/012. 2. Controlador indicador de nivel LIC-31103, controlador indicador de temperatura TIC-31176, indicador de temperatura TI-31175, controlador indicador de nivel LIC-31104 en control de cascada con el FIC-31047. 3. Indicador de presión diferencial PDI-31282/83, indicador de presión PI-31011, indicadores de temperatura TI-31173/174/178, controlador indicador de presión PIC-31010. | 2 | 3 | 6 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | C |
| 4 | Falla del FIC-31045/046 o cualquier elemento de su lazo de control. | 1. Taponamiento en el sistema de espreas. 2. Arrastre de finos hacia el domo de la torre fraccionadora V-31006. | 2 | 4 | 7 | 1. Directos de las válvulas FV-31045/046. 2. Indicadores de temperatura TI-31177/178. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |



| | | ÁREA: Sector 10 | | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | |
|-----|---|--|---|---|---|--|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 7. No flujo de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 4 | Falla del FIC-31045/046 o cualquier elemento de su lazo de control. | | 2 | 4 | 7 | 3. Flexibilidad operativa en el manejo de las inyecciones de aceite de lavado. | 2 | 4 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |
| 5 | Taponamiento de los filtros V-31019/020. | 1. Taponamiento en el sistema de espreas. 2. Arrastre de finos hacia el domo de la torre fraccionadora V-31006. 3. Aumento de temperatura en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. | 3 | 4 | 9 | 1. Indicador de presión PI-17/18, indicador de presión diferencial PDI-24/25. 2. Relevo disponible de los filtros V-31019/020. 3. Válvulas de relevo RV-09A/B. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |
| 6 | Taponamiento de los filtros V-31026/027. | 1. Corriente de hidrocarburo más caliente de los tambores hacia la torre fraccionadora V-31006. 2. Incremento de temperatura en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. | 3 | 4 | 9 | 1. Indicador de presión PI-126/127, indicador de presión diferencial PDI-128/129. 2. Relevo disponible de los filtros V-31026/027. 3. Válvulas de relevo RV-09E/F. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico y estático. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |
| 7 | Taponamiento de los aspersores dentro de la V-31006. | 1. Arrastre de finos hacia el domo de la torre fraccionadora. | 3 | 4 | 9 | 1. Válvulas de relevo RV-09A/B. 2. Flexibilidad operativa en el manejo de aspersores. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |

|  | | ÁREA: Sector 10 | | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | |
|---|--|---|---|---|---|---|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 7. No flujo de la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 7 | Taponamiento de los aspersores dentro de la torre fraccionadora V-31006. | 2. Incremento de temperatura en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. 3. Represionamiento corriente abajo. | 3 | 4 | 9 | 1. Válvulas de relevo RV-09A/B. 2. Flexibilidad operativa en el manejo de aspersores. | 3 | 4 | 9 | 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a válvulas de relevo. 3. Revisar internos de la torre fraccionadora V-31006 en el paro institucional de la planta. | D |
| 8 | Falla de la TV-31180A/B en posición de cerrado. | 1. Descontrol operacional en las torres depropanizadora y debutanizadora. 2. No flujo de retorno hacia el plato No. 4. 3. Descontrol operacional en la torre fraccionadora V-31006. | 3 | 3 | 7 | 1. No hay protección para la falla de la TV-31180A/B. 2. Indicador de temperatura TI-31591, FIC-31530, indicador de presión PI-143/144. 3. Indicadores de temperatura TI-31599 y TI-31179, FIC-31533. | 3 | 3 | 7 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |
| 9 | Falla del FIC-31039 | 1. No flujo de retorno hacia el plato No. 4. 2. Descontrol operacional en la torre fraccionadora V-31006. | 2 | 3 | 6 | 1. Directo de la válvula FV-31039. | 2 | 3 | 6 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | C |



|  | | ÁREA: Sector 10 | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | | | | |
|---|---|---|-------------------------------|---|---|--------------|----|----|----|---|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| | | DESVIACION: 8. Más composición en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Error al abrir el bypass de los FO-002, 003 hacia la línea de los aspersores inyectando vapor de media. | 1. Desperfilamiento de la torre fraccionadora V-31006. | 3 | 4 | 9 | 1. No hay. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |
| 2 | Error al abrir la línea de gasoleo de arranque. | 1. Daños a los internos de las bombas P-31011/12. 2. Taponamiento de filtros de succión y cavitación de las bombas P-31011/12. 4. Paro de las bombas P-31011/12. 5. Paro de planta. | 3 | 3 | 7 | 1. No hay. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |
| 3 | Error al abrir la línea de aceite recuperado de refinería. | 1. Inundación de los platos No. 2 y 4. 2. Descontrol operacional en la torre fraccionadora V-31006. 3. Enfriamiento y alto nivel en el fondo de la torre fraccionadora V-31006. 4. Mayor consumo de gas combustible. | 3 | 4 | 9 | 1. No hay. | 3 | 4 | 9 | 1. Continuar con la capacitación al personal operativo. | D |



|  | | ÁREA: Sector 10 | | | | PLANTA: Coquizadora retardada | | | | | |
|--|---|--|---|---|---|---|----|----|----|--|-----|
| | | NODO 1: Recirculación lateral de gasoleo pesado de coque de la torre fraccionadora V-31006. | | | | | | | | | |
| | | PRODUCTO: Gasoleo pesado. | | | | | | | | | |
| DESVIACION: 9. Menos composición en la corriente de gasoleo pesado de la V-31006. | | | | | | | | | | | |
| ESC | CAUSA | CONSECUENCIAS | F | G | R | PROTECCIONES | FP | GP | RP | RECOMENDACIONES | CLA |
| 1 | Carga pesada de la Maya o BA, o muy agotada a la torre fraccionadora V-31006. | 1. Carbonización muy frecuente en los calentadores. 2. Mayor consumo de gas combustible. 3. Menor producción de gasoleo pesado, gasoleo ligero y nafta a L.B. 4. Mayor producción de coque. | 1 | 3 | 4 | 1. Indicadores de presión PI-31007A/B/C/D/E y PI-31008A/B/C/D/E, indicadores de flujo FI-31347A/B/C/D, FI-31358A/B/C/D, FI-31902, FI-31904A/B, FI-31905 y FI-31906A, controladores indicadores de temperatura TIC-31165A/B/C/D, y TIC-31170A/B/C/D, controladores indicadores de flujo FIC-31043, FIC-31044 y FIC-31048, indicador de presión PI-023, FQI-31901A, indicadores de temperatura TI-007 y TI-31186. | 1 | 4 | 6 | 1. Comunicación entre las plantas involucradas cuando se suscite este tipo de causas. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a instrumentos. | D |

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA



E. Análisis de árbol de fallas

1. Metodología del análisis de árbol de fallas

Estructura principal de los árboles de fallas:

El evento culminante o evento tope, el cual es el suceso indeseable del que se desea analizar y determinar su probabilidad de ocurrencia. Los eventos de falla son los que se vinculan con el evento culminante, es decir, el evento tope se va desagregando en eventos básicos como en un árbol jerárquico.

Las compuertas lógicas son las encargadas de relacionar los eventos de falla que dan origen al evento tope. Una compuerta puede tener uno o más eventos de entrada pero sólo un evento de salida.

El evento de salida de una compuerta "Y" ocurre si todos los eventos de entrada ocurren simultáneamente. Por otro lado los eventos de salida de una compuerta "O" ocurren si cualquiera de los eventos de salida ocurre.

En un árbol de fallas normalmente las fallas primarias están a los extremos de la rama de largo, mientras que las fallas secundarias y de control son eventos intermedios, unidos a los anteriores y entre sí mediante compuertas lógicas.

Cálculos para puertas en árboles de fallas

Si un componente tiene dos entradas, o si es proveído de soporte desde los subsistemas y solo uno de ellos es necesario para el buen funcionamiento, el sistema es redundante, es decir, fallará si el suministro uno y el suministro dos fallan. Lo anterior es descrito por una puerta "Y". Se puede afirmar que las dos entradas están en paralelo.

La probabilidad total de que el sistema falle es dada por la ley de producto de probabilidades. Asumiendo que las probabilidades de que falle el suministro 1, el que falle el suministro 2, son estadísticamente independientes.



$$\Pr(\text{Evento}) = \Pr(E_1) \cdot \Pr(E_2)$$

Esto puede ser generalizado para más de dos eventos de entrada

$$\Pr(\text{Evento}) = \Pr(E_1) \cdot \Pr(E_2) \cdot \Pr(E_3)$$

Si un sistema tiene dos componentes que están conectados en serie, la falla de cualquiera, el primero o el segundo componente causarán que el sistema falle. Esto es descrito por una puerta "O" de un árbol de fallas.

Asumiendo que las fallas C_1 y C_2 son estadísticamente independientes, la probabilidad de que el sistema falle está dada por³⁰:

$$\Pr(\text{Evento}) = \Pr(C_1) + \Pr(C_2) - \Pr(C_1) \cdot \Pr(C_2)$$

Algunas veces ambos componentes fallan, así que el último término evita que estos casos se contabilicen dos veces, por lo que el término del producto se resta de la suma.

Los árboles de fallas pueden ser evaluados fácilmente, si todos los eventos en el árbol son independientes. El principio es encontrar las puertas en el nivel más bajo del árbol y calcular las probabilidades de los eventos de salida. Posteriormente, cada nivel más bajo es reemplazado por un "superevento" con su correspondiente probabilidad calculada. A este proceso se le conoce como reducción en serie/paralelo. Esta reducción puede ser aplicada a un árbol de fallas si los eventos no se repiten dentro del mismo árbol, es decir, no aparecen más de una vez.

Esta reducción también puede ser aplicada a árboles complicados con eventos repetidos, aplicándolo solo en aquellas partes del árbol, para formar "subárboles", en aquellas partes donde no hay eventos repetidos. Esto puede ser muy útil para reducir la complejidad del árbol.

³⁰ TAYLOR, J. R., *op. cit. supra*, p. 112.



El siguiente paso consiste en considerar al árbol de fallas como una gran puerta "O", en el que el evento culminante es la salida y cada uno de los conjuntos mínimos es una entrada. Entonces la ecuación para puertas "O" puede ser aplicada.

Uno de los aspectos más difíciles del cálculo de árbol de fallas es encontrar el modelo para la probabilidad o frecuencia adecuada de los eventos de árbol de fallas. Para lograr lo anterior es necesario comprender que la primera y más importante distinción es entre eventos y condiciones.

Un evento es un cambio en el estado de la planta o una acción realizada por una persona.

Una condición es una descripción del estado de un componente o de parte de la planta.

Los eventos están caracterizados por una frecuencia, usualmente representada como número de ocurrencias por unidad de tiempo. Si un evento conduce directamente al evento culminante de un árbol de fallas, entonces su frecuencia es requerida. Los cálculos de la frecuencia de un árbol de fallas, la mayor parte del tiempo consiste en pequeños cálculos.

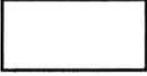
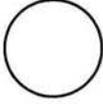
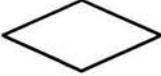
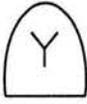
La probabilidad de la condición es en la práctica el resultado de una serie de subcondiciones, las cuales podrían ser: la probabilidad de que las sustancias necesarias o la energía para el accidente estén presentes; las probabilidades de que varias medidas de seguridad se encuentren en estados fallidos, o fuera de operación por mantenimiento; la probabilidad de que hayan personas o propiedades expuestas al accidente.

Para la elaboración del árbol se utilizan una variedad de símbolos, estos son de dos tipos: Sucesos y compuertas. En la tabla 11 se describe el uso de estos símbolos³¹.

³¹ FRIEND, Mark A., *Fundamentals of Occupational Safety and Health*, United States of America, 2a Ed., Government Institutes, 2001, p. 206.



Tabla 11. Simbología para análisis de árbol de fallas.

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

Los criterios para la asignación de probabilidades para eventos básicos se describen en la tabla 12.

TABLA 12. Potencial de pérdida³².

| PROBABILIDAD (P) | FRECUENCIA PROBABLE (F) |
|------------------|--|
| 10^0 | Inminente (puede ocurrir en cualquier momento) |
| 10^{-1} | Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año) |
| 10^{-3} | Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año) |
| 10^{-5} | Poco probable (no se ha presentado en 5 años) |
| 10^{-7} | Improbable (no se ha presentado en 10 años) |
| 10^{-9} | No se ve probabilidad de que ocurra |

³² UNAM, Facultad de Química. *Taller de análisis de riesgos*. México, 1999, p 30.



2. Identificación del evento culminante

Los escenarios para realizar el análisis de árbol de fallas fueron determinados en base a los resultados del HazOp y por criterio de equipos críticos de planta coquizadora retardada (U-020). En la siguiente tabla se describen los eventos a desarrollar.

Tabla 13. Escenarios de estudio.

| ESCENARIO | CAUSA/FUNDAMENTO | CONSECUENCIAS |
|---|--|---|
| <i>Incendio en el calentador H-31001.</i> | El incendio se puede provocar por la ruptura de algún serpentín, provocado por presencia de flujo preferencial, sobrecarga de trabajo al calentador, taponamiento de la línea por enfriamiento de la mezcla a calentar, por falla de vapor de velocidad. | Las consecuencias pueden ser desde daños a la propiedad hasta daños al personal que se encuentre realizando sus labores diarias cerca de este equipo; provocando en ellos quemaduras de distintos grados. |
| <i>Fuga de 00 gasoleo pesado por sello mecánico de la bomba P-31009/10.</i> | La fuga se puede presentar por daños a los sellos mecánicos, provocado por cavitación de la bomba, desgaste con finos de coque arrastrados en la corriente de proceso o por fatiga de material de las piezas mecánicas. | Las consecuencias pueden ser desde daños a la propiedad hasta daños al personal que se encuentre realizando sus labores diarias cerca de este equipo; provocando en ellos quemaduras de distintos grados. |

F. Análisis de consecuencias

Los análisis de consecuencias fueron realizados con el software PHAST v6.0 (Process Hazard Analysis Safety Tool) que es un programa especializado en simular eventos no deseados y determina zonas de afectación. 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.



1. Consideraciones para el análisis de consecuencias

Los escenarios fueron seleccionados de acuerdo a los resultados obtenidos en el análisis de peligros y operabilidad.

Para llevar a cabo la simulación se requiere la composición de las sustancias involucradas, las cuales se obtuvieron de los balances de materia de diseño entregados por el licenciador Universal Oil Products (UOP). Además se hicieron las siguientes consideraciones:

- a) El orificio formado por corrosión en bridas, sellos de las válvulas y en las líneas analizadas es de forma regular y de un diámetro determinado. El diámetro equivalente del orificio varía desde 3.17 mm (0.125") hasta 12.70 mm (0.5"); para todos los escenarios se considera una fuga de 0.50" de longitud por corrosión debido a las condiciones.
- b) Las condiciones de presión y temperatura se tomaron de los diagramas de flujo de proceso de cada equipo.
- c) Se contempló un tiempo máximo para la detección y control de la fuga de 30 minutos para las fugas de nafta estabilizada y 10 minutos para la fuga de gas de coque, tomando en cuenta las siguientes observaciones: tiempo máximo para la detección del evento por parte del personal de PEMEX y tiempo que ocupa el personal de mantenimiento u operación para llegar al lugar exacto de la fuga y controlarla.
- d) Básicamente se consideraron tres condiciones ambientales: en la primera se consideró una velocidad del viento de **2.5 m/s** con estabilidad ambiental clase **F** por ser las condiciones meteorológicas para el peor escenario; en la segunda condición se utilizó la velocidad de **11.1 m/s** con estabilidad ambiental clase **B**, por ser las características promedio menos favorables y como tercera se utilizó la velocidad del viento de **6.2 m/s**, con estabilidad ambiental clase **B/C**; de acuerdo a las condiciones ambientales de la refinería.
- e) Se consideró una temperatura ambiental media del área de 30 a 38 °C y una humedad relativa media anual de 95%.
- f) Los radios que se presentan en caso de un evento de antorcha o dardo de fuego, se determinaron a partir de la evaluación de diferentes flujos térmicos,



los cuales se indican en la tabla 14, y de los diferentes niveles de sobrepresión que se muestran en las tablas 15 y 16.

Tabla 14. Efectos por radiación³³.

| 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 |

Tabla 15. Efectos por sobrepresión³⁴.

| PRESIÓN | DESCRIPCIÓN |
|-----------------------|--|
| 0.5 psi (0.02 bar) | La sobrepresión a la que se presentan rupturas del 10% de ventanas de vidrio y algunos daños a techos; este nivel tiene la probabilidad del 95% de que no ocurran daños serios. Esta área se considerará como límite de la zona de salvaguarda |
| 1 psi (0.13 bar) | Es la presión en la que se presenta destrucción parcial de casas y daños reparables a edificios; provoca el 1% de ruptura de tímpanos y el 1% de heridas serias por proyectiles. De 0,5 a 1 lb/pulg ² se considerará como la zona de amortiguamiento |
| 2 psi (0.20 bar) | A esta presión se presenta el colapso parcial de techos y paredes de casas. De 1 a 2 lb/pulg ² se considera como la zona de exclusión (riesgo) |

³³ CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY, *Guidelines for chemical process quantitative risk analysis*. AIChE, New York, 1989, p. 269.

³⁴ *Ibid.*, p. 163.

Tabla 16. Evaluación de daños por explosiones³⁵.

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

³⁵ CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY, Op.cit.supra., nota 32 p. 164.



Tabla 16. Evaluación de daños por explosiones (continuación).

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



2. Descripción de los escenarios

En la siguiente tabla se explican los escenarios que se sometieron a análisis de consecuencias.

Tabla 17. Escenarios seleccionados para el análisis de consecuencias.

| TIPO DE ESCENARIO | CAUSA Y FUNDAMENTO | EFECTOS | | | MODELO DE EFECTOS USADO |
|---|---|---------|----|---|--|
| | | RT | OP | T | |
| 1. Fuga de nafta en la descarga de la bomba P-31511/512. | Se puede originar la fuga al dañarse los empaques de las bridas de la descarga, por falla de los sellos o por que no se hayan instalado adecuadamente algunas de sus partes después de haberle realizado el mantenimiento a las bombas P-31511/512. | X | X | | Modelo de riesgos de incendio y Jef Fire (Ver tabla de resultados y Diagrama). |
| 2. Fuga de gas de coque en la línea 30"-P-1413-AA5C del tanque V-31009. | Se puede presentar la fuga por un poro ocasionado por desgaste del material, falla de la soldadura en la línea. | X | | | Modelo de riesgos de incendio y Jet Fire (Ver tabla de resultados y Diagrama). |

RT: Radiación Térmica.

OP: Onda de Presión.

T: Dispersión de sustancia toxica.

A continuación se describen algunas características de las consecuencias de los escenarios mencionados los cuales son un jet fire y una explosión de vapor de nube no confinada.



Explosión de vapor de nube no confinada (UVCE)

La descarga continua de gas combustible dentro de la atmósfera puede resultar en la formación de una nube. La nube pasa sobre la superficie de la planta y el área circundante trasladada por el viento.

Altas velocidades del viento promueven la dispersión del gas, limitando las concentraciones del gas por debajo del límite inferior de explosividad (LEL), eliminando la posibilidad de combustión o explosión. Este es el más bajo límite de concentración para el cual la combustión es posible. El más alto o límite superior de explosividad (HEL) es la concentración más alta para la cual la combustión es posible. Una baja velocidad puede dar como resultado la formación de una nube química y posible movimiento sobre las áreas circundantes fuera de la planta.

En el análisis de UVCE la superficie elipsoidal es determinada para concentraciones químicas arrastradas por el aire que son iguales al HEL y el LEL respectivamente. La concentración es integrada sobre el volumen contenido entre estas dos superficies elipsoidales para obtener la masa detonable.

Dardo de fuego (Jet Fire)

Cuando un gas presurizado escapa a la atmósfera a través de un orificio, se produce la típica descarga del chorro gaseoso (jet), con un máximo de velocidad en la garganta. Tras el orificio tiene lugar la disminución de la velocidad del gas, al ensancharse la sección de paso.

Si una descarga de gas combustible entra en ignición, se produce el dardo de fuego. Para determinar la radiación emitida es necesario conocer las dimensiones características de la llama, para esto se aproxima la forma del dardo de fuego a un cilindro equivalente.



En las siguientes tablas se señalan los datos necesarios para la simulación del escenario en el programa PHAST v6.0.

Tabla 18. Datos necesarios para la fuga de nafta en la descarga de la bomba P-31511/512.

| TIPO DE ESCENARIO | DATOS INICIALES | |
|--|---|--|
| | Parámetros de Operación | Propiedades Físicas de las Substancias Involucradas |
| 1. Fuga de nafta en la descarga de la bomba P-31511/512. | <p>Operación</p> <p>T = 43 °C P = 22.51 Kg./cm²</p> | <p>Nafta Estabilizada</p> <p>PM = 114 (g/g.mol) LIQUID S.G.@ O.T : 0.7 LIQUID S.G.@ O.T., CKS : 0.74 L.I.I. = 0.9 % L.S.I. = 6.0 % ° API: 63.17</p> |

Tabla 19. Datos necesarios para la fuga de gas de coque en la línea 30"-P-1413-AA5C del tanque V-31009.

| TIPO DE ESCENARIO | DATOS INICIALES | |
|---|--|--|
| | Parámetros de Operación | Propiedades Físicas de las Substancias Involucradas |
| 2. Fuga de gas de coque en la línea 30"-P-1413-AA5C del tanque V-31009. | <p>Operación</p> <p>T = 48.89 °C P = 0.142 Kg./cm²</p> | <p>Gas de Coque</p> <p>PM = 34.37 (g/g.mol)</p> |



III. RESULTADOS



III. RESULTADOS

A. Análisis de peligros y operabilidad

Las recomendaciones de mayor importancia (riesgo clase "A" y "B") obtenidas del análisis de peligros y operabilidad (HazOp) se enlistan en la tabla 20 en orden jerárquico.

Tabla 20. Recomendaciones jerarquizadas.

| Nivel | Escenario | Recomendaciones |
|-------|-----------|---|
| A | 162 | 1. Contar con refaccionamiento a tiempo, cantidad y calidad para las grúas Konecranes para manejo de coque (SP-31016 y SP-31017). |
| B | 76,77,80 | 2. Contar con el refaccionamiento a tiempo en cantidad y calidad (baleros, sellos mecánicos) de las bombas P-31001/002. |
| B | 135 | 3. Instalar manómetros a la salida de los cuatro pasos del calentador H-31001/02. |
| B | 158 | 4. Contar con refaccionamiento a tiempo, cantidad y calidad del equipo hidráulico de decoquización. |
| B | 159 | 5. Contar con refaccionamiento a tiempo, cantidad y calidad de la bomba de corte de decoquización P-31015 (JET). |
| B | 160 | 6. Adquirir un censor de vibración para efectuar los cortes de los tambores. |
| B | 232 | 7. Habilitar una recirculación de las bombas P-31009/010. 8. Habilitar protección de disparo de las bombas P-31009/010 por bajo nivel del V-31008. |
| B | 266, 268 | 9. Instalación de directo lado proceso y lado agua para los intercambiadores E-31002A/B/C para poder darles mantenimiento. |



Tabla 20. Recomendaciones jerarquizadas (continuación).

| Nivel | Escenario | Recomendaciones |
|-------|---------------|--|
| B | 373, 384, 394 | 10. Contar con el refaccionamiento necesario (bandas, baleros) en cantidad, calidad y tiempo para el soloaire AC-31502. |
| B | 427, 431 | 11. Habilitar una alarma por bajo bajo nivel en la pierna de nivel del V-31512. |
| B | 441 | 12. Contar con el refaccionamiento a tiempo en cantidad y calidad para las bombas P-31505/06 (sellos mecánicos). |
| B | 450 | 13. Realizar un estudio costo-beneficio para la instalación de un Tanque Asentador de amina a la salida de gas combustible a refinería del V-31505, para evitar pérdidas de amina del sistema. |

Cómo parte de los resultados obtenidos del análisis de peligros y operabilidad se obtuvo la siguiente lista de actividades, las cuales son buenas prácticas de operación, mantenimiento y seguridad industrial, siendo éstas las protecciones para la prevención de eventos extraordinarios en la planta de coquización retardada U-020. Para cumplir con las mismas, se cuenta con programas establecidos y se recomienda continuar con su aplicación para el funcionamiento seguro de las instalaciones de la planta.

Tabla 21. Lista de buenas prácticas.

| NÚM. | ACTIVIDAD O PROGRAMA |
|------|---|
| 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. | Mantenimiento a lógicos de protección |
| 8. | Calibración preventiva de líneas |
| 9. | Calibración preventiva de equipos |
| 10. | Revisión y calibración de niplerías |
| 11. | Calibración de válvulas de alivio |



Tabla 21. Lista de buenas prácticas (continuación).

| NÚM. | ACTIVIDAD O PROGRAMA |
|------|--|
| 12. | Revisión de válvulas de venteo y arrestadores de flama |
| 13. | Prueba de hermeticidad en válvulas check |
| 14. | Revisión de tornillería |
| 15. | Evaluación de corrosión en plantas |
| 16. | Evaluación de corrosión en torres de enfriamiento |
| 17. | Inspección de ductos |
| 18. | Inspección de dispositivos de seguridad de equipos |
| 19. | Inspección preventiva de calentadores y hornos |
| 20. | Revisión de tuberías |
| 21. | Inspección visual de soloaires |
| 22. | Inspecciones preventivas de riesgos |
| 23. | Revisión, prueba y limpieza de drenajes |
| 24. | Inspección preventiva a subestaciones y registros eléctricos |
| 25. | Simulacros operacionales |
| 26. | Revisión de equipos de protección personal fijos |
| 27. | Pláticas de seguridad |
| 28. | Campaña de seguridad |
| 29. | Revisión y mantenimiento de equipo de protección contra incendio |
| 30. | Prueba de operación de vehículos de contra incendio |
| 31. | Pláticas / prácticas contra incendio |
| 32. | Simulacros contra incendio |
| 33. | Revisión y mantenimiento de equipo fijo de contra incendio |

B. Análisis de árbol de fallas

Los resultados para el árbol de fallas de incendio en el calentador H-31001 en operación normal, se muestran en el diagrama FQ-AF-020-01. La probabilidad calculada es de 8.5×10^{-4} veces al año.



Los resultados para el árbol de fallas por fuga de gasoleo pesado por sello mecánico de la bomba P-31009/10, se muestran en los diagramas FQ-AF-020-02A y FQ-AF-020-02B. Se calcula una probabilidad de 4.2×10^{-3} veces al año,

Conforme a las probabilidades de los escenarios de árbol del fallas el riesgo es aceptable. Las recomendaciones de los dos escenarios analizados con la técnica de árbol de fallas están incluidas en el plan de trabajo resultante del análisis de riesgos HazOp.

De este análisis se obtuvieron una serie de recomendaciones que al ser implementadas reducirán la probabilidad de que tenga lugar dicho accidente. Es recomendable analizar detenidamente los conjuntos de eventos que puedan provocar accidentes. Las recomendaciones derivadas de estos análisis se explican en las próximas tablas.

Tabla 22. Recomendaciones para el escenario de incendio en el calentador H-31001.

| ESCENARIO | PROBABILIDAD | RECOMENDACIÓN |
|---------------------------------------|----------------------|---|
| 1. Incendio en el calentador H-31001. | 8.5×10^{-4} | <ol style="list-style-type: none">1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.2. Reforzar la capacitación al personal de operación y mantenimiento.3. Mantener el vapor de alta velocidad disponible en todo momento. |



Tabla 22. Recomendaciones para el escenario de incendio en el calentador H-31001 (continuación).

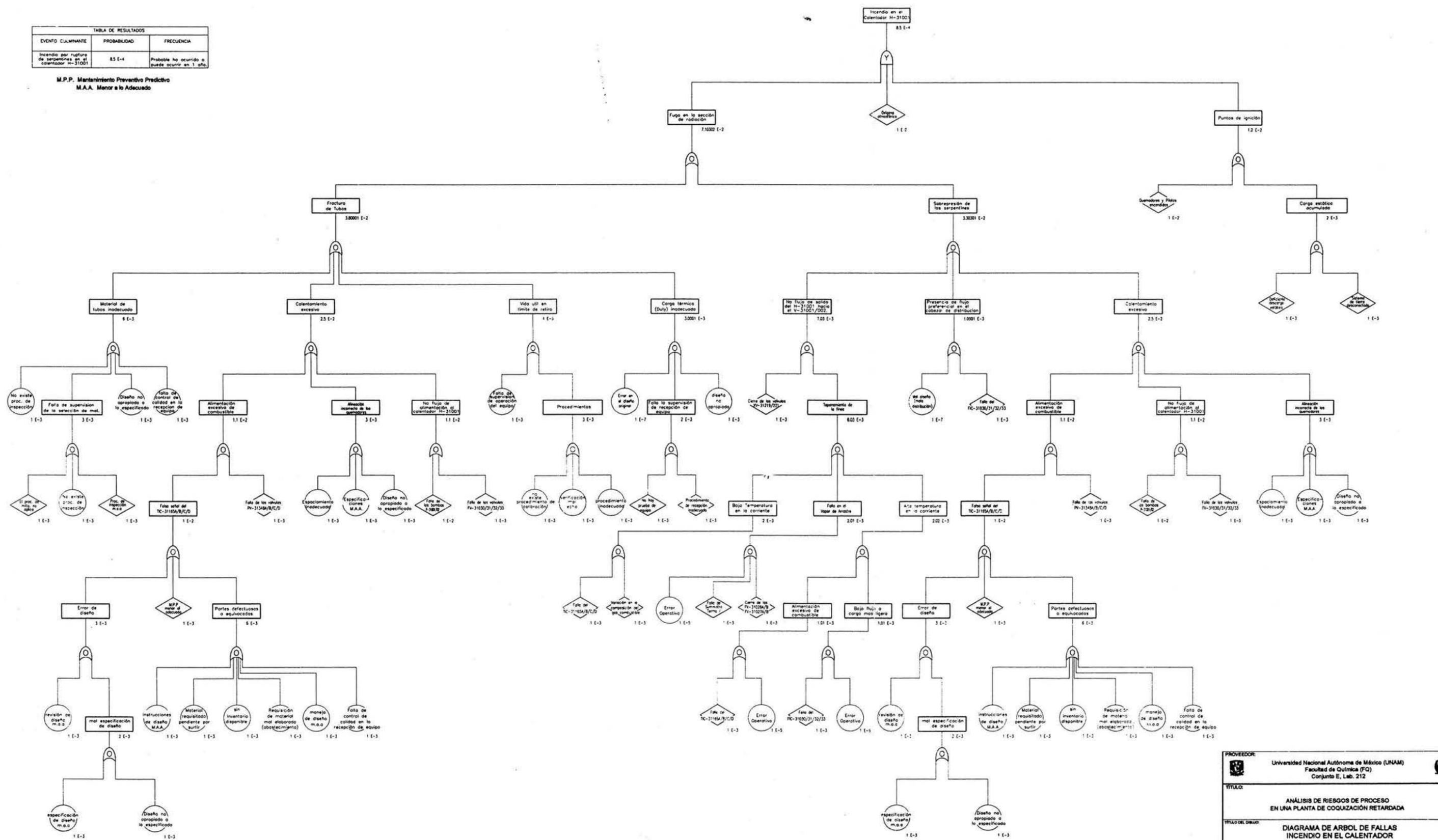
| ESCENARIO | PROBABILIDAD | RECOMENDACIÓN |
|---------------------------------------|----------------------|--|
| 1. Incendio en el calentador H-31001. | 8.5×10^{-4} | 4. Asegurar que el gas combustible usado este libre de impurezas, ya que podría provocar que las válvulas controladoras de flujo quedaran obstruidas. Para ello se recomienda instalar un sistema de filtrado y condensado de hidrocarburo en el sistema de gas combustible de toda la planta. |

Tabla 23. Resultados y recomendaciones para el escenario de fuga de gasoleo pesado por las bombas P-31009/10.

| ESCENARIO | PROBABILIDAD | RECOMENDACIÓN |
|--|----------------------|--|
| 2. Fuga de gasoleo pesado por sello mecánico de la bomba P-31009/10. | 4.2×10^{-3} | <ol style="list-style-type: none">1. Habilitar una recirculación de las bombas P-31009/010.2. Habilitar protección de disparo de las bombas P-31009/010 por bajo bajo nivel del V-31008.3. Continuar con la rotación de equipo dinámico y estático.4. Contar con el refaccionamiento a tiempo en cantidad y calidad.5. Realizar el monitoreo de vibración de bombas de acuerdo al procedimiento establecido. |

| EVENTO CULMINANTE | PROBABILIDAD | FRECUENCIA |
|--|--------------|---|
| Incendio por ruptura de serpentines en el calentador H-31001 | 85 E-4 | Probable ha ocurrido o puede ocurrir en 1 año |

M.P.P. Mantenimiento Preventivo Predictivo
M.A.A. Menor o Adecuado

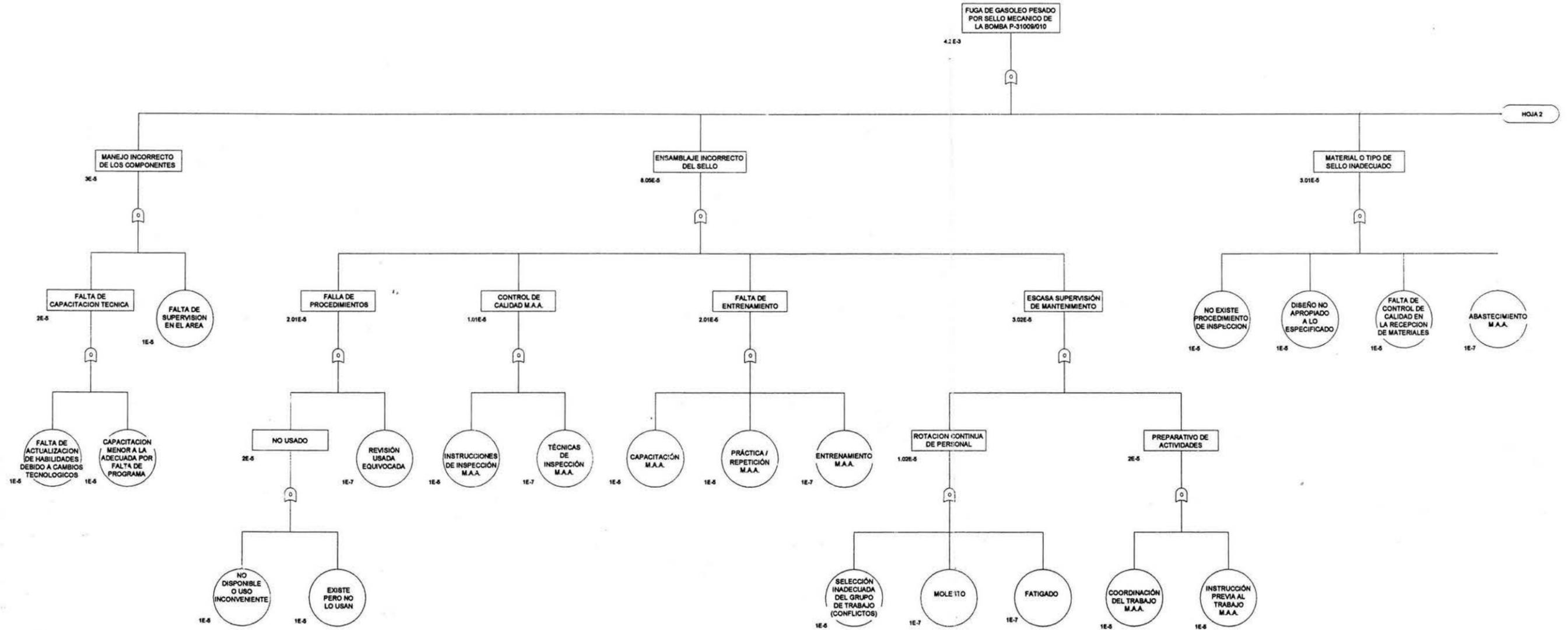


M.A.A. : menor al adecuado
M.P.P. : mantenimiento preventivo/predictivo

| | |
|--------------------|--|
| PROVEEDOR: | Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212 |
| TÍTULO: | ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO EN UNA PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA |
| TÍTULO DEL DIBUJO: | DIAGRAMA DE ARBOL DE FALLAS INCENDIO EN EL CALENTADOR H-31001 |
| NÚMERO DE PÁGINA: | 97 |
| NÚMERO DE DIBUJO: | FQ-AF-020-01 |

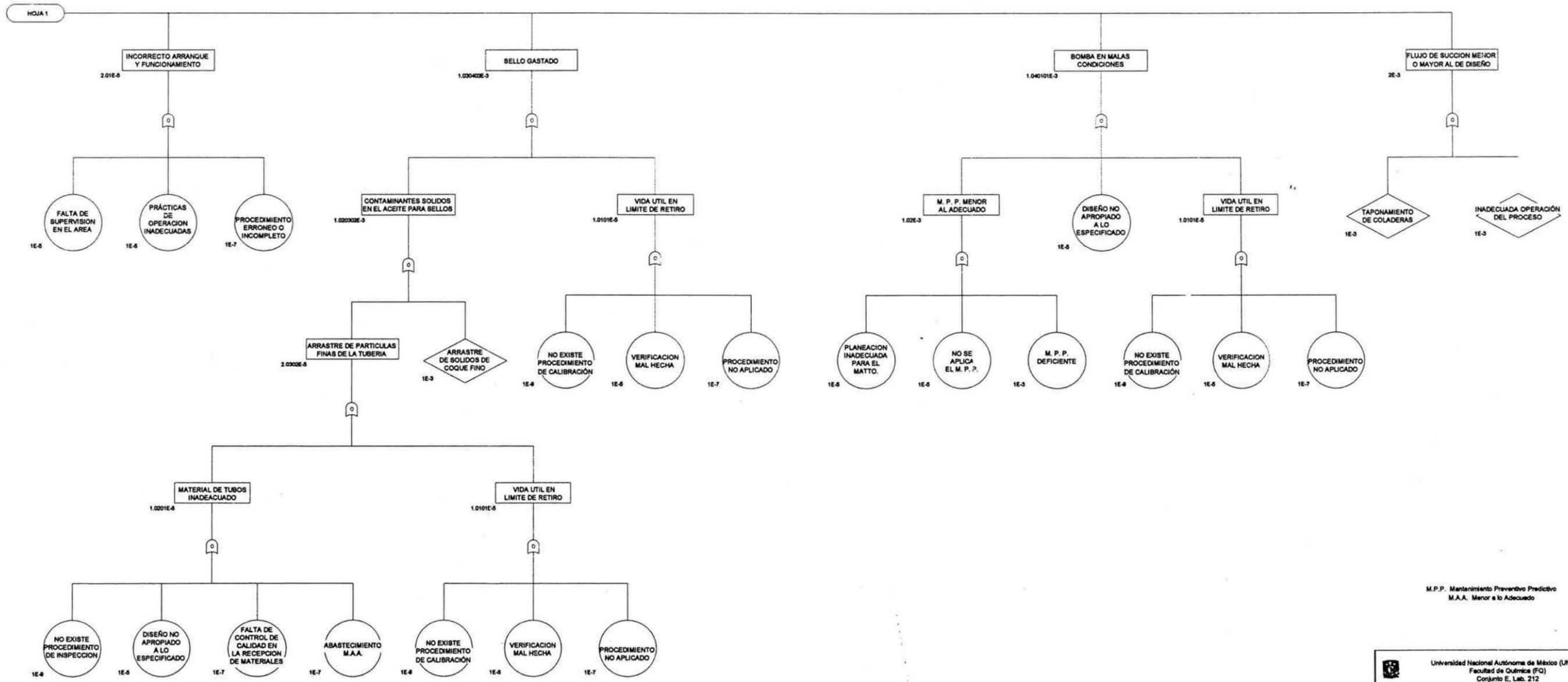
| TABLA DE RESULTADOS | | |
|---|--------------|---|
| EVENO CULMINANTE | PROBABILIDAD | FRECUENCIA |
| FUGA DE GASOLEO PESADO POR SELLO MECANICO DE LA BOMBA P-31009/010 | 4.2 E-3 | POCO PROBABLE NO SE HA PRESENTADO EN 5 AÑOS |

M.P.P. Mantenimiento Preventivo Predictivo
M.A.A. Mayor a lo Adecuado



HOJA 2

| | |
|--------------------|---|
| PROVEEDOR: | Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212 |
| TITULO: | ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO EN UNA PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA |
| TITULO DEL DIBUJO: | DIAGRAMA DE ARBOL DE FALLAS FUGA DE GASOLEO PESADO POR SELLO MECANICO DE LA BOMBA P-31009/010 |
| NUMERO DE PAGINA: | 98 |
| NUMERO DE DIBUJO: | FQ-AF-020-02A |



M.P.P. Mantenimiento Preventivo Predictivo
M.A.A. Menor a lo Adecuado

| | |
|---|------------------------------------|
| Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212 | |
| TÍTULO: ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO EN UNA PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA | |
| TÍTULO DEL DISEÑO: DIAGRAMA DE ARBOL DE FALLAS FUGA DE GASOLEO PESADO POR SELLO MECANICO DE LA BOMBA P-31009/010 | |
| NÚMERO DE PÁGINA: 99 | NÚMERO DE DIBUJO: FQ-AF-020-02B |



C. Análisis de consecuencias

ESCENARIO No. 1

Fuga de nafta estabilizada en la descarga de la bomba P-31511/512.

A las condiciones de presión y temperatura dadas en el capítulo anterior, la fuga de nafta estabilizada en la descarga de la bomba P-31511/512 se presenta con un flujo 3.98 kg/s con los siguientes resultados. Para las condiciones del lugar de estudio las distancias dentro del límite de inflamabilidad se presentan en la tabla 24.

Tabla 24. Límite inferior de inflamabilidad para la mezcla de nafta estabilizada.

| CONCENTRACIÓN (ppm) | DISTANCIA (m) |
|------------------------|------------------|
| 10664.2 | 28.5 |

Se espera que se genere como evento máximo probable y máximo catastrófico el evento conocido como **Jet Fire** los resultados se muestran en la tabla 25 y en el diagrama FQ-AC-20-01.

Tabla 25. Radios de afectación por radiación.

| Jet Fire | | RADIACIÓN (kW/m ²) | | |
|-----------|-------------|--------------------------------|--------|---------|
| | | 1,4 | 5,0 | 12,5 |
| CATEGORÍA | 2.5 m/s, F | 98.8 m | 77.6 m | 67.5 m |
| | 6.2 m/s B/C | 89.4 m | 67.0 m | 57.05 m |
| | 11.1 m/s B | - | - | - |

Para en caso de una explosión de una nube de vapor no confinada por ignición retardada los resultados se muestran en la tabla 26 y en el diagrama FQ-AC-020-02.



Tabla 26. Radios de afectación por sobrepresión.

| Explosión | | SOBREPRESIÓN (PSI) | | |
|-----------|-------------|--------------------|---------|---------|
| | | 0.5 | 1 | 2 |
| CATEGORÍA | 2.5 m/s, F | 155.3 m | 129.8 m | 115.0 m |
| | 6.2 m/s B/C | 98.6 m | 83.5 m | 74.8 m |
| | 11.1 B | - | - | - |

La nube que produce la fuga se desplaza del centro de la explosión a una distancia de 60 m del centro de la fuga en la dirección del viento.

Para el caso de estudio de efectos de la ignición de la nafta estabilizada por una fuga en la descarga de las bombas P-31511/512, formará un dardo de fuego en donde los efectos producidos serían daños externos a los equipos circundantes en la dirección del viento en un radio de 67 m, además de quemaduras de segundo grado a personal expuesto por 20 segundos a una radiación de 5 KW/m^2 , (ver diagrama FQ-AC-020-01).

Cuando no se tiene una ignición inmediata se forma una nube la cual alcanza una concentración dentro de los límites de inflamabilidad, encuentra un punto de ignición y explota, originándose las ondas de sobrepresión con los daños respectivos para el escenario analizado; la sobrepresión de amortiguamiento se presenta a una distancia de 83.5 m con una sobrepresión de 1 psi, la zona de seguridad estaría después de los 98.6 m en donde la sobrepresión alcanzaría un valor de 0.5 psi (ver diagrama FQ-AC-020-02); dependiendo de la dirección hacia donde la nube se haya formado, los daños que se producirían en la explosión con sobrepresión de 2 psi, serían daños al personal que se encuentre en un radio de 74.8 m del centro de la explosión.

Las siguientes gráficas ilustran lo sucedido durante el accidente.

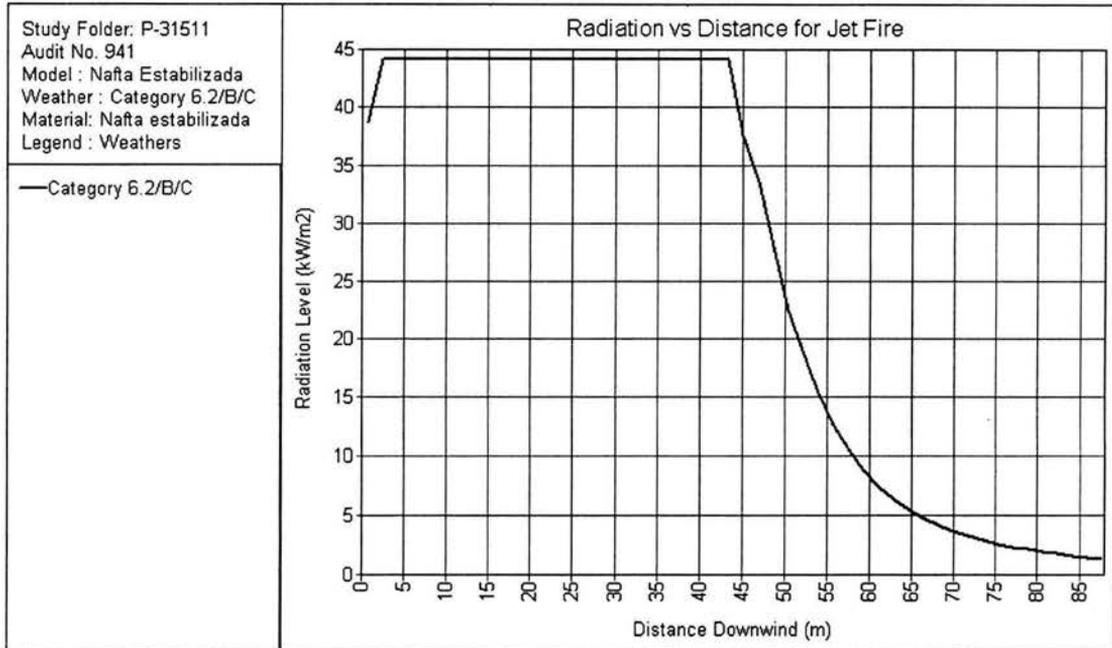


Figura 6. Radiación Vs Distancia para JetFire.

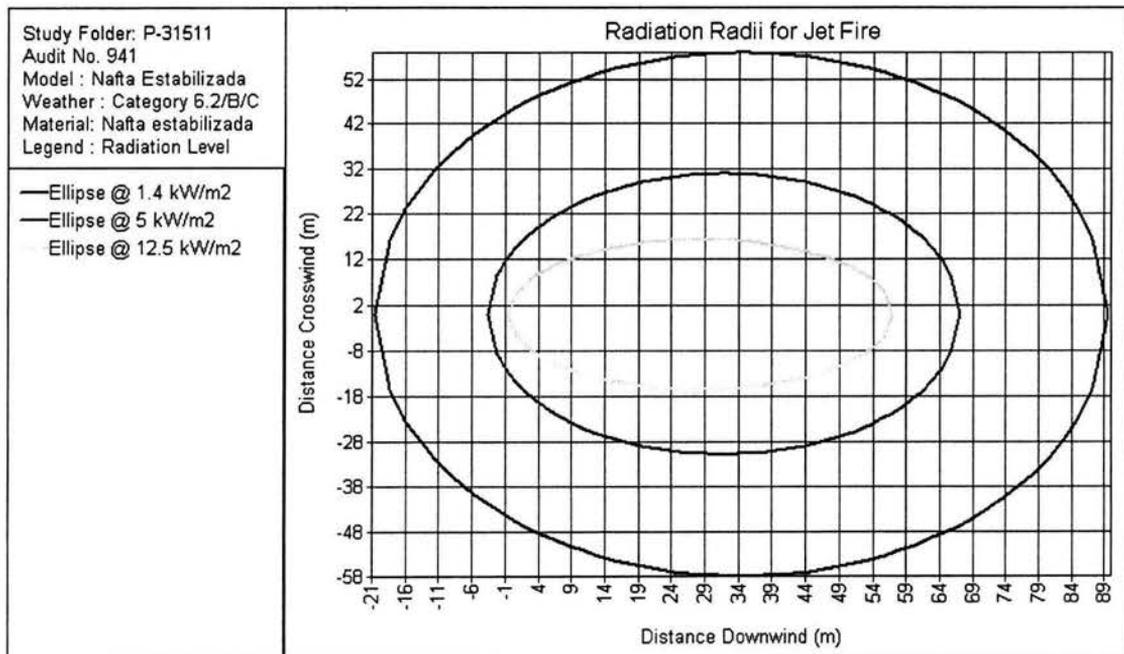


Figura 7. Radios de afectación por radiación para JetFire.

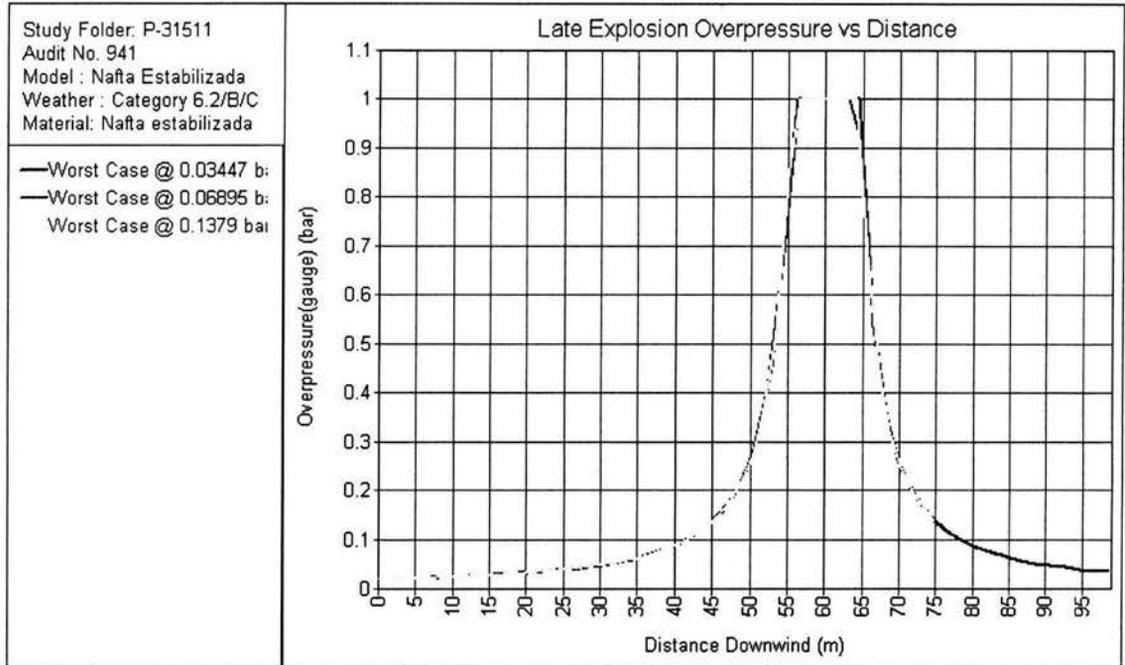
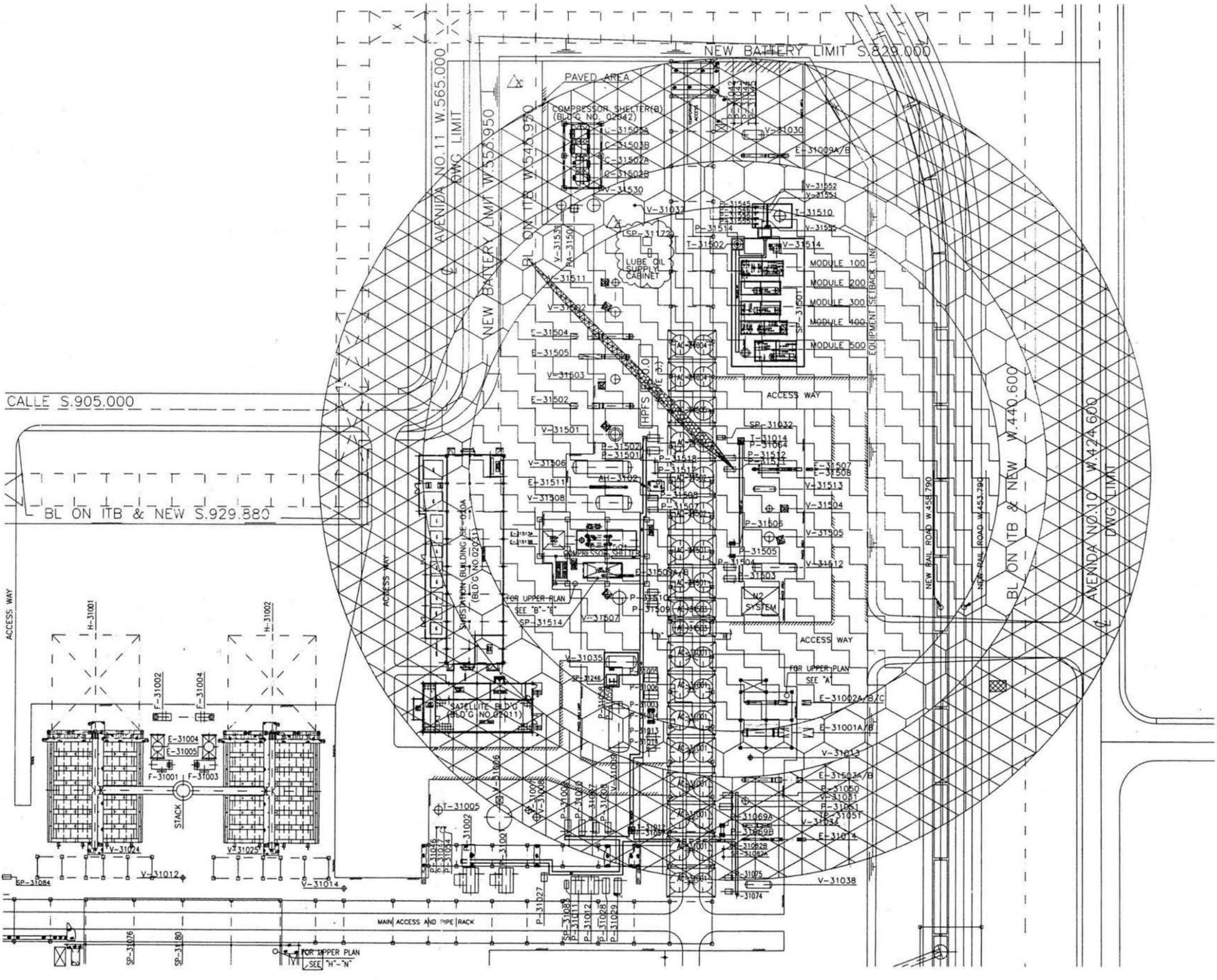


Figura 8. Sobrepresión Vs Distancia.

Los radios de afectación se pueden apreciar en los siguientes diagramas de localización de equipo.



| CONDICIONES PARA EL EVENTO | | |
|---|-----------|-------|
| LUGAR | CATEGORIA | CLASE |
| Refineria Francisco I. Madero, Cd. Madero, Tamaulipas | 8.2 m/a | D/C |

| DATOS DE OPERACION | | ESTABILIDAD DE PASQUIL | |
|--------------------|--------------------|------------------------|--------------------|
| MATERIAL | NAFTA ESTABILIZADA | A | MUY INESTABLE |
| TEMPERATURA | 43°C | D | NEUTRAL |
| PRESION | 22.08 bar | F | ESTABLE |
| INVENTARIO | 10,000 kg | B/C | MODERADO INESTABLE |

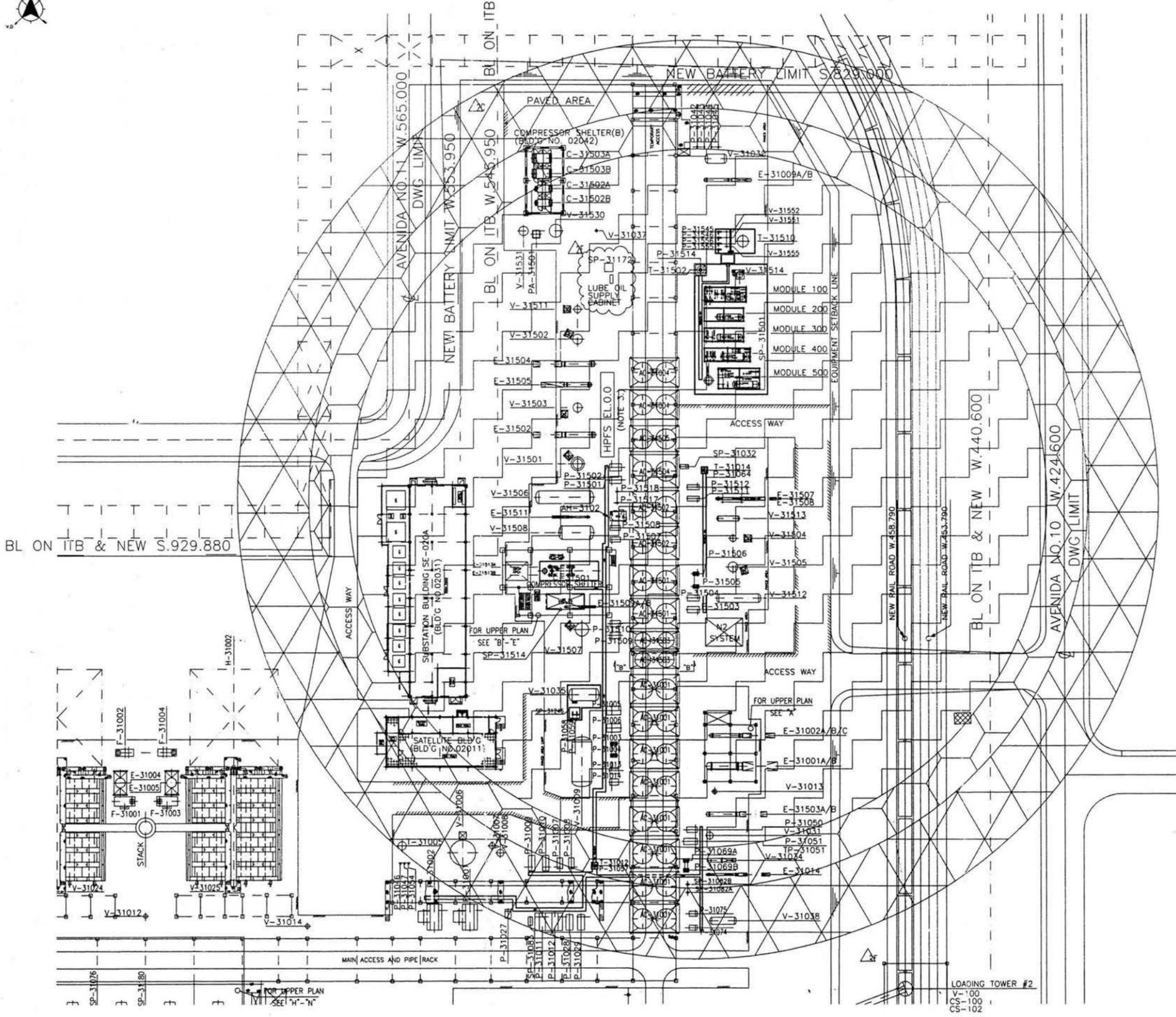
| RESULTADOS F-31511/12 | | | |
|-----------------------|-------------------------|--------------------|--------------------|
| EVENTO | ZONA | ZONA DE AFECTACION | ONDAS DE RADIACION |
| DARDO DE FUEGO | ZONA DE AMORTIGUAMIENTO | 89.475 - | 1.4 kW/m2 |
| | ZONA DE RIESGO MEDIO | 67.2832 - | 5 kW/m2 |
| | ZONA DE RIESGO | 57.2525 - | 12.5 kW/m2 |

PROVEEDOR: Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TITULO: ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO EN UNA PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA

TITULO DEL DIBUJO: DIAGRAMA DE EFECTOS POR RADIACION DEBIDO A JET FIRE POR FUGA DE NAFTA ESTABILIZADA EN LA DESCARGA DE LA BOMBA P-31511/12

NO. DE PAGINA: 104 NÚMERO DE DIBUJO: FQ-AC-020-01



| CONDICIONES PARA EL EVENTO | | |
|---|-----------|-------|
| LUGAR | CATEGORIA | CLASE |
| Railleria Francisco I. Madero, Cd. Madero, Tamaulipas | 6.2 m/s | B/C |

| DATOS DE OPERACION | | ESTABILIDAD DE PASO/LL | |
|--------------------|--------------------|------------------------|--------------------|
| MATERIAL | NAFTA ESTABILIZADA | A | MUY INESTABLE |
| TEMPERATURA | 43°C | D | NEUTRAL |
| PRENSION | 22.08 bar | F | ESTABLE |
| INVENTARIO | 10 000 Kg | B/C | MODERADO INESTABLE |

| RESULTADOS P-31511/12 | | | |
|-----------------------|----------------------|--------------------|-----------------------|
| EVENTO | ZONA | ZONA DE AFECTACION | ONDAS DE SOBREPRESION |
| SOBREPRESION | ZONA DE MONITOREO | 38.65' - | 0.5 PSI |
| | ZONA DE RIESGO MEDIO | 83.52' - | 1 PSI |
| | ZONA DE RIESGO | 74.82' - | 2 PSI |

PROVEEDOR: Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TITULO: ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO EN UNA PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA

PROYECTO: DIAGRAMA DE EFECTOS POR SOBREPRESION DEBIDO A EXPLOSION POR FUGA DE NAFTA ESTABILIZADA EN LA DESCARGA DE LA BOMBA P-31511/12



ESCENARIO No. 2

Fuga de gas de coque en la línea 30"-P-1413-AA5C del tanque V-31009.

Con las condiciones de presión y temperatura señaladas en el capítulo II para este escenario, la fuga de gas de coque en la línea 30"-P-1413-AA5C del tanque V-31009 se presenta con un flujo 16.6 kg/s. Se espera que se genere como evento máximo probable y máximo catastrófico el evento conocido como **Jet Fire** los resultados se muestran en la tabla 27 y en el diagrama FQ-AC-020-03.

Tabla 27. Radios de afectación por radiación.

| Jet Fire | | RADIACIÓN (kW/m ²) | | |
|------------|--------------------|--------------------------------|---------------|---------------|
| | | 1,4 | 5,0 | 12,5 |
| CATEGORÍAS | 2.5 m/s, F | 132.5 m | 98.7 m | 82.9 m |
| | 6.2 m/s B/C | 122.6 m | 86.7 m | 83.6 m |
| | 11.1 m/s B | 82.8 m | 70.4 m | 67.3 m |

Para el caso de estudio de efectos de la ignición del gas de coque por una fuga en la línea del V-31009, se formará un dardo de fuego en donde los efectos producidos serían daños externos a los equipos circundantes en la dirección del viento en un radio de 86 m además de quemaduras de segundo grado a personal expuesto por 20 segundos a una radiación de 5 KW/m², (ver diagrama FQ-AC-020-03).

Las gráficas de la siguiente página ilustran lo sucedido durante el accidente.

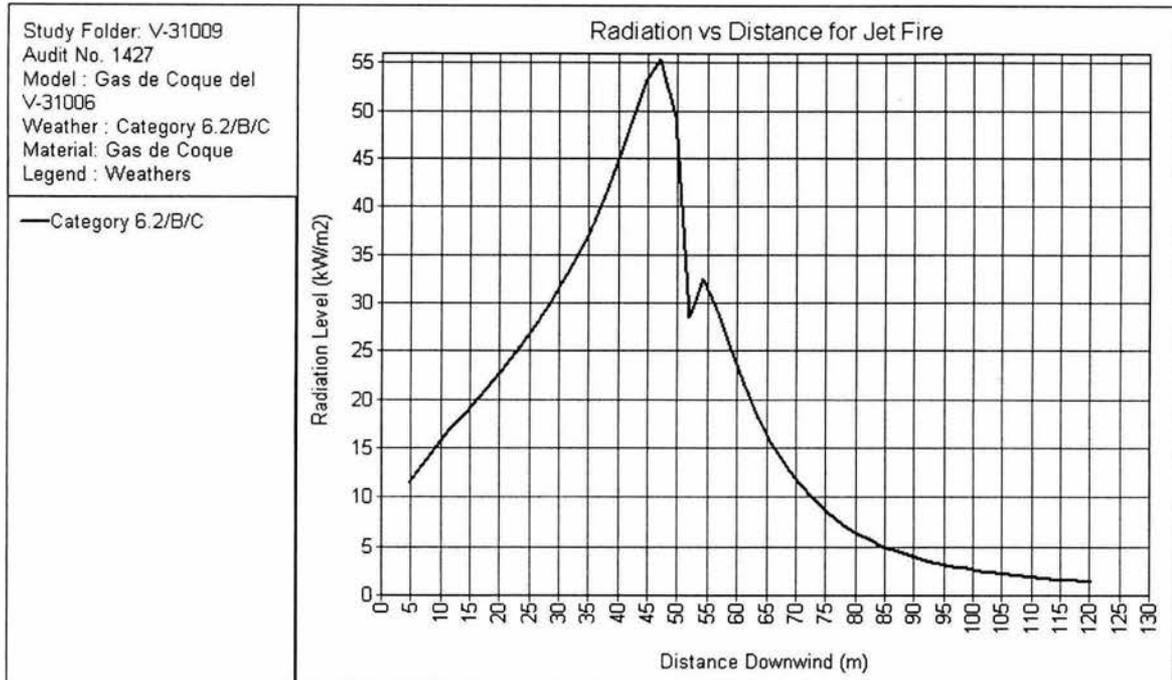


Figura 9. Radiación Vs Distancia para JetFire.

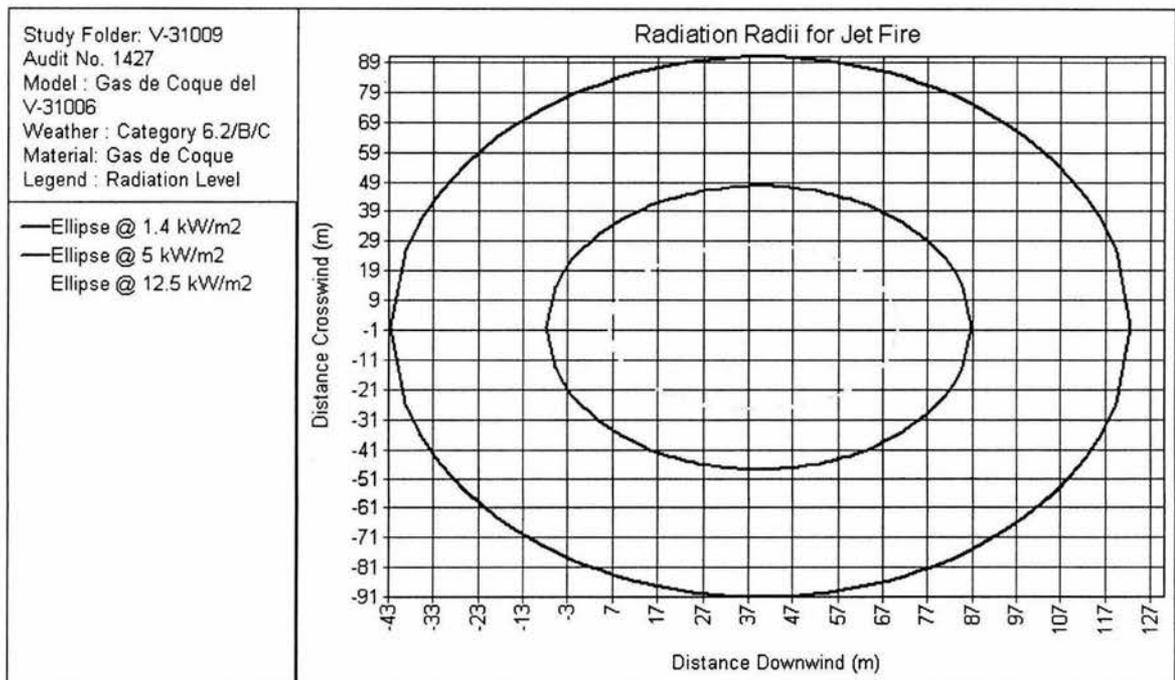
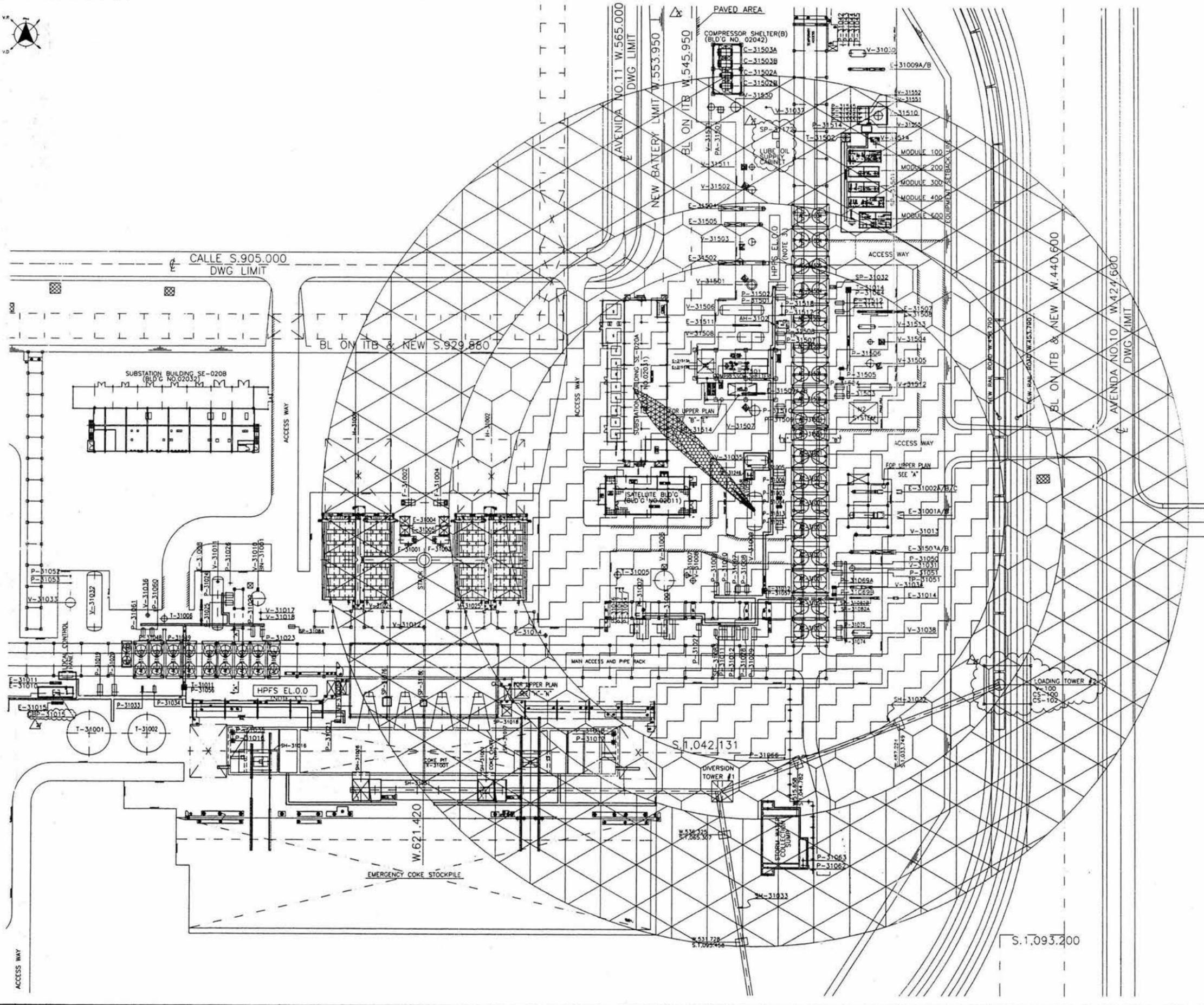


Figura 10. Radios de afectación para JetFire.

Los radios de afectación se pueden apreciar en el siguiente diagrama.



| CONDICIONES PARA EL EVENTO | | |
|---|-----------|-------|
| LUGAR | CATEGORIA | CLASE |
| Refineria Francisco I. Madero, Cd. Madero, Tamaulipas | 4.2 m/s | B/C |

| DATOS DE OPERACION | | ESTABILIDAD DE PASQUILL | |
|--------------------|--------------|-------------------------|--------------------|
| MATERIAL | GAS DE COQUE | A | MUY INESTABLE |
| TEMPERATURA | 48.85°C | D | NEUTRAL |
| PRESION | 0.14 bar | F | ESTABLE |
| INVENTARIO | 10 000 kg | B/C | MODERADO INESTABLE |

| RESULTADOS V-31009 | | | |
|--------------------|-------------------------|--------------------|------------------------|
| EVENTO | ZONA | ZONA DE AFECTACION | ONDAS DE RADIACION |
| DARDO DE FUEGO | ZONA DE AMORTIGUAMIENTO | 122.66 m | 1.4 kW/m ² |
| | ZONA DE RESERVO MEDIO | 86.7647 m | 5.00 kW/m ² |
| | ZONA DE RESERVO | 70.4699 m | 12.5 kW/m ² |

PROVEEDOR: Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
Facultad de Química (FQ)
Conjunto E, Lab. 212

TITULO: ANALISIS DE RIESGOS DE PROCESO
EN UNA PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA

TITULO DEL DIBUJO: DIAGRAMA DE EFECTOS POR RADIACION
DEBIDO A JET FIRE POR FUGA DE GAS DE COQUE EN
LINEA 30"-P-1413-AA5C DEL TANQUE V-31009

NUMERO DE PAGINA: 108
NUMERO DE DIBUJO: FQ-AC-020-03



Mediante el análisis de consecuencias se obtuvieron una serie de recomendaciones enfocadas a mejorar las acciones que se efectúan en la refinería con el fin de mitigar los efectos de algún accidente.

Se sugiere mantener en automático todos los instrumentos y sistemas de seguridad que así estén configurados para evitar que tengan que ser actuados en forma manual en el caso de que se suscite algún incidente. Así como difundir el procedimiento para el manejo de cambios con el fin de 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.

Se recomienda elaborar un plan de emergencias interno y externo en caso de un efecto dominó, el plan debe contener procedimientos para la evaluación de accidentes mayores, procedimientos para el reporte y comunicaciones durante la emergencia, coordinación y administración durante el suceso, intervenciones externas en la emergencia, realización de simulacros y actualizaciones del plan.



*CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES*



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Los resultados del análisis de riesgos de proceso no pretenden reducir los riesgos a cero, pues se sabe de antemano que esto es imposible, tampoco aseguran haber encontrado todos los escenarios posibles ni las mejores soluciones para minimizar los peligros identificados, sin embargo, es indudable que los riesgos disminuirán significativamente siguiendo correctamente las recomendaciones derivadas de este estudio. Se puede confiar en la calidad de los resultados debido a que las limitaciones de este tipo de investigación fueron disminuidas empleando técnicas sistemáticas y combinando las experiencias del grupo multidisciplinario para involucrar diversos aspectos del proceso.

Este análisis pretende establecer un compromiso de los trabajadores y directores de la planta para generar una industria química más responsable y conciente.

El análisis de riesgos de proceso de esta planta constituye una simple porción del esfuerzo que se realiza en la creación de una nueva cultura organizacional, en la cual la producción es más eficiente, los costos son reducidos, la protección al ambiente cobra mayor importancia e incrementa la seguridad de los trabajadores y de la comunidad.

Como conclusión final se puede decir que se cumplieron los objetivos planteados para este trabajo, ya que al aplicar el análisis de peligros y operabilidad HazOp se identificaron los riesgos potenciales que podrían provocar algún accidente, además se estudiaron las probabilidades de ocurrencia de dos posibles eventos no deseados con la técnica de análisis de árbol de fallas y se simularon las consecuencias de dos accidentes con el propósito de mejorar la seguridad de la planta en estudio.

Con base en los resultados obtenidos los ingenieros de la planta de coquización retardada de la refinería elaboraron un plan de trabajo para darle seguimiento a un total de 12 recomendaciones obtenidas mediante el análisis de



riesgos de las cuales una es de clase A y las otras son de clase B (riesgo indeseable) y de esta manera mejorar la seguridad en la operación de dicha planta.

De acuerdo con lo anterior, para evitar catástrofes se recomienda que la empresa desarrolle sistemas de administración de control que traten las siguientes áreas:

- Información de seguridad del proceso.
- Análisis de riesgos de proceso.
- Administración al cambio.
- Procedimientos de operación.
- Prácticas de trabajo seguro.
- Entrenamiento.
- Aseguramiento de la calidad de integridad mecánica de equipo crítico.
- Revisión de seguridad pre-arranque.
- Respuesta y control de emergencias.
- Investigación de incidentes relacionados con procesos.
- Auditorías de sistemas de administración de peligros de proceso.

Cabe resaltar que estas medidas ya se efectúan por parte del SIASPA y se recomienda continuar con el cumplimiento de las mismas. Así, se sugiere continuar con la aplicación de los lineamientos que establece la administración del cambio de PEMEX, elemento 13 del SIASPA, con el propósito de mantener actualizados los DTI's, DFP's de la planta, así como la aplicación el análisis HazOp de cada modificación que se realice en la planta tanto de equipos, proceso y operaciones, para detectar todos los riesgos potenciales que puedan suscitarse con dicha modificación. Asimismo, aplicar en su totalidad el elemento 12 del SIASPA con la finalidad de mejorar las condiciones de seguridad de los empleados y el público en general, proteger el medio ambiente, preservar las instalaciones y optimizar la producción.

También se propone continuar con la difusión de los planes de contingencias reforzándolo con ejercicios o simulacros de emergencia y evacuación 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 adecuadamente con los programas de mantenimiento preventivo a: instrumentos, equipos críticos, líneas, válvulas, sistemas de tierras, sistema de mitigación y protecciones de toda la planta.

Para mejores resultados es necesario aplicar el análisis de riesgos a todas las plantas de la refinería ya que la planta de coquización retardada no es un proceso aislado y depende de la buena operación de otras plantas.



BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFÍA

BLOCKLEY, David. *Engineering safety*, México, McGraw-Hill, 1992, 475 p.

CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY, *Guidelines for chemical process quantitative risk analysis*. AIChE, New York, 1989, 800 p.

FRANQUICIA PEMEX, *Octanaje, La refinería Francisco I. Madero*, México, 1999,
<http://www.franquiciapemex.com/octanaje/21ref.htm>

FRIEND, Mark A., *Fundamentals of Occupational Safety and Health*, United States of America, 2a Ed., Government Institutes, 2001, 457 p.

GOETSCH, David L. *Occupational safety and health for technologists, engineers, and managers*, Upper Saddle River, New Jersey, 3a Ed., Prentice Hall, 1999, 749p.

GRUPO UNIVERSITARIO de INVESTIGACIÓN ANALÍTICA de RIESGOS, *Análisis de riesgos*, España, Universidad de Zaragoza [s.p.]
http://www.unizar.es/guiar/1/Accident/An_conse/Metodos.htm

MÉXICO, INSTITUTO NACIONAL de ECOLOGÍA, *Impacto, riesgo, verificación normativa y auditoría ambiental*,
http://www.ine.gob.mx/ueajei/publicaciones/libros/30/p2impacto.html?id_pub=30

MCKETTA, John J. *Encyclopedia of chemical processing and design*, New York, M. dekker, vol. 10, 1976.

MÉXICO, INSTITUTO NACIONAL de ECOLOGÍA, *Impacto, riesgo, verificación normativa y auditoría ambiental, Análisis de riesgos*, [s.p.]
http://www.ine.gob.mx/ueajei/publicaciones/libros/30/p2impacto.html?id_pub=30



MICROSOFT, Administración de riesgos, [s.p.]

<http://www.microsoft.com/latam/technet/admon/estrategia/art10/art105.asp>

OCCUPATIONAL SAFETY AND HEALTH ADMINISTRATION, Safety and Health Information Bulletin. Hazards of Delayed Coker Unit (DCU) Operations, U.S., 2003, 9 p. <http://www.osha.gov/dts/shib/shib082903c.html>.

PEMEX, Informe de seguridad, salud y medio ambiente. Seguridad industrial, México, 2002, 3 p. <http://www.pemex.com/files/seguridad/Seguridadindustrial.pdf>

PEMEX, Inauguración de las obras de reconfiguración de la refinería "Francisco I. Madero". Descripción del proyecto de reconfiguración., México, 2003, 4 p. www.pemex.com/.../42/subcatID/495/index.cfm?action=content§ionID=8&catID=42&subcatID=495

PEMEX, Manual de los elementos del SIASPA, México, 130 p.

PEMEX Refinación, Manual de operación. Planta de coquización retardada, México, 277 p.

SANTAMARIA Ramiro, J. M. Análisis y reducción de riesgos en la industria química, Madrid, 2a Ed., Mapfre, 1998, 526 p.

STONE & Webster, engineering corporation, Risk assessment and risk management for the chemical process industry, New York, Van Nostrand Reinhold, 1991, 369 p.

TAYLOR, J. R., Risk analysis for process plant, pipelines and transport, New York, E. & F. N. Spon, 1994, 449 p.

UNAM, Facultad de Química. Taller de análisis de riesgos. México, 1999, 64 p.



ÍNDICE DE TABLAS

| | | |
|----|---|-----|
| 1 | Índices de accidentabilidad de 1996 a 2002 | 9 |
| 2 | Códigos y normas de seguridad | 32 |
| 3 | Rendimientos típicos y características de los productos de una coquización retardada de residuos de vacío | 35 |
| 4 | Descripción de los ciclos de coquización | 37 |
| 5 | Descripción de la frecuencia | 52 |
| 6 | Descripción de la gravedad | 52 |
| 7 | Descripción de clases de riesgo | 54 |
| 8 | Circuitos de la planta de coquización retardada | 55 |
| 9 | Nodos de la planta de coquización retardada | 56 |
| 10 | Nodo de estudio para ejemplificar el análisis HazOp | 58 |
| 11 | Simbología para análisis de árbol de fallas | 83 |
| 12 | Potencial de pérdida | 83 |
| 13 | Escenarios de estudio | 84 |
| 14 | Efectos por radiación | 86 |
| 15 | Efectos por sobrepresión | 86 |
| 16 | Evaluación de daños por explosiones | 87 |
| 17 | Escenarios seleccionados para el análisis de consecuencias | 89 |
| 18 | Datos necesarios para la fuga de nafta en la descarga de la bomba P-31511/512 | 91 |
| 19 | Datos necesarios para la fuga de gas de coque en la línea 30"-P-1413-AA5C del tanque V-31009 | 91 |
| 20 | Recomendaciones jerarquizadas | 92 |
| 21 | Lista de buenas prácticas | 93 |
| 22 | Recomendaciones para el escenario de incendio en el calentador H-31001 | 95 |
| 23 | Resultados y recomendaciones para el escenario de fuga de gasoleo pesado por las bombas P-31009/10 | 96 |
| 24 | Límite inferior de inflamabilidad para la mezcla de nafta estabilizada | 100 |
| 25 | Radios de afectación por radiación | 100 |
| 26 | Radios de afectación por sobrepresión | 101 |
| 27 | Radios de afectación por radiación | 106 |



ÍNDICE DE FIGURAS

| | Pag. |
|---|------|
| 1 Administración de riesgos | 15 |
| 2 Sucesos y consecuencias | 31 |
| 3 Procedimiento HazOp | 51 |
| 4 Matriz de riesgos | 53 |
| 5 Matriz de clase de riesgo | 54 |
| 6 Radiación vs distancia para JetFire | 102 |
| 7 Radios de afectación por radiación para JetFire | 102 |
| 8 Sobrepresión vs distancia | 103 |
| 9 Radiación vs distancia para JetFire | 107 |
| 10 Radios de afectación para JetFire | 107 |