

00579



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

“ESTUDIO, MODELACIÓN, CONTROL Y MITIGACIÓN DE EVENTOS
CRÍTICOS PROBABLES EN UNA REFINERÍA”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRIA EN INGENIERÍA QUÍMICA

(PROCESOS)

P R E S E N T A:

I.Q. ELOINA RAMÍREZ VELÁZQUEZ



Director de tesis: Dr. M. Javier Cruz Gómez.

m340311

MÉXICO, D.F.

2005



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Jesús Rivera Rodríguez
Primer vocal: Dr. Homero Castañeda López
Secretario: Dr. Alfonso Durán Moreno
Primer suplente: M en C. Miguel Angel Delgadillo Valencia
Segundo suplente: Dr. Roberto del Río Soto

Sitio donde se desarrolló el tema:

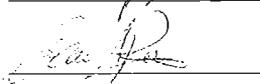
Lab E-212, conjunto E, Facultad de Química, UNAM

PEMEX: Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" Minatitlán Ver.

Director de tesis: Dr. M. Javier Cruz Gómez



Sustentante: I.Q. Eloina Ramírez Velázquez



ANEXO 1
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
LABORATORIO DE INVESTIGACIONES EN QUÍMICA
NOMBRE: Eloina Ramírez Velázquez
FECHA: 25-Enero-2005
FIRMA: 



AGRADECIMIENTOS

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO Y A LA FACULTAD DE QUÍMICA POR HABERME DADO LA OPORTUNIDAD DE REALIZAR ESTA MAESTRÍA.

A LA REFINERÍA "GRAL LAZARO CARDENAS" DE MINATITLÁN, VER. Y A PEMEX-REFINACIÓN POR HABERME PERMITIDO ESTAR EN SUS INSTALACIONES Y POR LA INFORMACIÓN QUE ME PROPORCIONARÓN PARA LA REALIZACIÓN DE ESTE TRABAJO. Y DE FORMA ESPECIAL AL ING. ALBERTO GONZALEZ GAMA.

A MI TUTOR, EL DR. M. JAVIER CRUZ GÓMEZ POR SU ASESORÍA Y APOYO PARA LA REALIZACIÓN DEL PRESENTE TRABAJO.

AL M. EN C. NÉSTOR NOÉ LÓPEZ CASTILLO Y AL I.Q. DANIEL SAAVEDRA CONTRERAS POR LOS COMENTARIOS HACIA ESTE TRABAJO Y POR SU AMISTAD.

A MIS PADRES Y HERMANOS POR SU APOYO Y CONFIANZA PARA AYUDARME A ALCANZAR ESTA META.



RESUMEN

De acuerdo con las características de los productos químicos y las condiciones de operación que se manejan en las plantas de procesamiento del petróleo, estas representan un riesgo a la instalación, al personal, y al medio ambiente. Por esta situación, es necesario minimizar los riesgos y fallas, empleando para ello metodologías que permitan evaluar los riesgos con el propósito de mejorar la seguridad dentro de las instalaciones.

El objetivo de este trabajo es estimar cuantitativamente los daños que pueden ocasionar eventos críticos hipotéticos dentro de áreas operativas de la Refinería, para ello se utilizaron las herramientas con las que cuenta dicha instalación; es decir, se hizo uso del Centro de Operaciones de Emergencias (COE), en donde se modelaron los eventos no deseados obteniendo sus probabilidades de frecuencia y las consecuencias que éstas ocasionarían, empleando para ello dos sistemas de modelamiento (software), el PHAST y el Risk Spectrum. Además, el procedimiento desarrollado podrá ser aplicado en cualquier etapa del ciclo de vida de una Refinería o centro de trabajo, desde la fase de diseño, construcción hasta la operación.

En este trabajo los antecedentes incluyen, la descripción de la Refinería y de las plantas involucradas en el análisis; la importancia de los análisis de riesgos de procesos y la explicación de las metodologías empleadas para la identificación de los incidentes, el estudio de probabilidad del incidente y la evaluación de las consecuencias, impacto o efecto que pudiera ocasionar.

Por otro lado se realizó el estudio y modelamiento de los siguientes equipos: torre fraccionadora de crudo, torre estabilizadora de gasolina, torres fraccionadoras de butano-isobutano, torre fraccionadora de propano-propileno, compresor de hidrógeno, tanques de almacenamiento de crudo, gasolina, gas L.P y cloro, determinando para cada uno ellos el flujo másico de descarga, así como las zonas de alto riesgo, amortiguamiento y seguridad, tomando para su ejecución en PHAST las condiciones de operación del



proceso y condiciones ambientales de Minatitlán, Ver., los resultados que contemplan algunos de los casos son: radiación térmica, onda de sobrepresión, charco de fuego, chorro de fuego y nubes de toxicidad.

La segunda parte del análisis es la aplicación de la metodología de árbol de fallas, en donde se consideraron los aspectos que influyen en el acontecimiento de un accidente tales como: fallas humanas, mecánicas y fenómenos naturales; en éste estudio se usó el modelo de confiabilidad para componentes con probabilidad fija, asignándoles probabilidades a cada evento básico, las cuales son recomendadas en el manual de metodologías para el desarrollo y actualización de los análisis de riesgos, del Sistema Integral de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental, obteniendo así la frecuencia y probabilidad de ocurrencia del evento crítico no deseado.

Se incluye además una estructura de las actividades de control y/o mitigación para cada evento crítico, además se establece la organización y responsabilidades de cada miembro de la unidad de respuestas a emergencias, así como el procedimiento para la notificación de la emergencia y el cese de la misma.

Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones que se obtienen del desarrollo del presente trabajo y la bibliografía empleada para ello.



CONTENIDO

Objetivo	xii
Alcance	xii
1. Introducción.	1
2. Antecedentes.	4
2.1 Descripción general de la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, Ver.	5
2.2 Listado y descripción sintetizada de las plantas involucradas en el análisis.	15
2.3 Etapas de un análisis de riesgos.	35
2.4 Descripción de los software para análisis de riesgos de procesos.	37
2.4.1 DNV PRO.	38
2.4.1.1 Lista de verificación.	38
2.4.1.2 ¿Que pasa si?	38
2.4.1.3 Análisis de modos de fallas y efectos.	40
2.4.1.4 Análisis preliminar de riesgos.	40
2.4.1.5 Análisis de riesgos y operabilidad (HAZOP).	41
2.4.2 Herramientas de software para análisis de peligros de procesos (Process Hazard Analysis Software Tool). PHAST.	43
2.4.2.1 Modelos de descarga de sustancias peligrosas.	43
2.4.2.2 Modelos de dispersión.	47
2.4.2.3 Modelos de explosión y fuego.	53
2.4.2.4 Efecto de los modelos.	72
2.4.3 Espectro de riesgo (Risk Spectrum)	76
2.4.3.1 Metodología del análisis de árbol de fallas.	76
2.4.3.2 Parámetros de confiabilidad.	78
2.4.3.3 Modelos de confiabilidad.	79
2.4.3.4 Tipos de análisis que se modelan en Risk Spectrum.	85
2.4.3.5 Elaboración de base de datos.	87
2.5 Lineamientos del plan de respuestas a emergencias.	89
2.5.1 Clasificación y niveles de emergencias.	89
2.5.2 Desarrollo del plan de respuestas a emergencias.	91



4. Plan de acción para controlar y/o mitigar el evento culminante en caso de que ocurra.	169
4.1 Objetivo	170
4.2 Alcance del plan	170
4.3 Organización y responsabilidades	170
4.4 Desarrollo de las actividades	171
4.4.1 Notificación de la emergencia	171
4.4.2 Confirmación de la emergencia	173
4.4.3 Avisos y señalamientos para emergencias	173
4.4.4 Actividades de control y/o mitigación para cada evento crítico	175
4.4.5 Cese de la emergencia	181
5. Conclusiones y recomendaciones.	182
6. Bibliografía.	186
7. Apéndice.	189
A Glosario de términos.	192



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla	Descripción	Página
1	Productos de destilación atmosférica.	7
2	Productos de destilación a alto vacío.	7
3	Productos terminados.	13
4	Composición de gasolina primaria.	19
5	Composición de la mezcla de butanos.	23
6	Movimiento de LPG.	29
7	Tratamientos químicos al agua de enfriamiento.	34
8	Condiciones meteorológicas que definen la clase de estabilidad de Pasquill-Gifford.	50
9	Coefficientes de dispersión continuas en terreno urbano y rural.	50
10	Ecuaciones recomendadas para coeficientes de dispersión para emisiones instantáneas.	51
11	Valor de la constante R_m .	61
12	Valores de η .	70
13	Valores de ERPG para diferentes sustancias.	72
14	Efectos de radiación térmica.	73
15	Tiempo de exposición necesario para alcanzar el umbral de dolor.	73
16	Efectos de onda expansiva.	74
17	Daños estimados a equipos de proceso por sobrepresión.	75
18	Tipos de parámetros de confiabilidad.	79
19	Niveles de emergencia.	89
20	Tipos de emergencias.	93
21	Valores de consecuencias.	116
22	Frecuencias.	117
23	Niveles de radiación del Jet Fire de la torre fraccionadora de crudo reducido.	118
24	Niveles de radiación del Jet Fire en fondo de DA-101B torre desbutanizadora.	122
25	Niveles de radiación del Pool Fire en fondo de DA-101B.	122
26	Límites inferiores de inflamabilidad del Flash Fire en fondo de DA-101B torre desbutanizadora.	123



27	Distancia máxima de sobrepresión por una ignición tardía en fondo de DA-101B torre desbutanizadora.	123
28	Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de la fuga de gasolina primaria por ruptura de la torre DA-101B.	124
29	Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope de fuga de gasolina primaria por ruptura de la torre DA-101B.	125
30	Radio máximo de la alberca en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 1.	128
31	Niveles de radiación del Jet Fire en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso1	128
32	Niveles de radiación del Pool Fire en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso1.	129
33	Distancia máxima de sobrepresión por una ignición tardía en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 1.	129
34	Radio máximo de la alberca en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2.	129
35	Niveles de radiación para el Jet Fire en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2	130
36	Niveles de radiación para el Pool Fire de ignición temprana en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2.	130
37	Distancia máxima de sobrepresión de ignición tardía en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2.	130
38	Niveles de radiación para el Jet Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 1.	134
39	Limites inferiores de inflamabilidad para el Flash Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 1.	135
40	Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 1.	135
41	Niveles de radiación para el Jet Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 2.	136
42	Niveles de radiación para el Jet Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 3.	136
43	Niveles de radiación para el Jet Fire en la torre despropilenizadora DA-901.	140
44	Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de la torre despropilenizadora DA-901.	141
45	Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope de la torre despropilenizadora DA-901.	142



46	Niveles de radiación para el Jet Fire por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso1.	145
47	Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso1.	145
48	Niveles de radiación para el Jet Fire por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso2.	146
49	Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso2.	146
50	Niveles de radiación para el Jet Fire en esfera de propano TE-406.	150
51	Conjunto de Cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de explosión en TE-406.	151
52	Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope de explosión en TE-406.	151
53	Niveles de radiación para Pool Fire en TV-110 tanque de almacenamiento de crudo.	154
54	Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía en TV-110 tanque de almacenamiento de crudo.	154
55	Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de evaporación súbita en TV-110.	155
56	Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope evaporación súbita en TV-110.	157
57	Niveles de radiación para Pool Fire en tanque TV-205.	160
58	Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía en tanque TV-205.	160
59	Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de derrame en TV-205.	161
60	Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope de derrame en TV-205.	161
61	Distancia para dosis tóxicas de una fuga de Cl_2 . Caso 1.	164
62	Distancia para dosis tóxicas de una fuga de Cl_2 . Caso 2.	164
63	Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de Fuga de Cloro.	165
64	Bandera de avisos y señalamientos.	173



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura	Descripción	Página
1	Formato Típico para un análisis WHAT IF?	39
2	Metodología de un análisis HAZOP	42
3	Emisión continua en estado estable con viento	49
4	Representación lógica para eventos de explosión	54
5	Parámetros de onda de choque para explosiones TNT en superficies hemisféricas a nivel del mar.	57
6	Parámetros de onda de choque para explosiones TNT esféricas en el aire a nivel del mar.	62
7	Factor de ajuste para fragmentos de distintas masa	63
8	Velocidad escalada del fragmento vs. Presión escalada	63
9	Localización del COE	103
10	Análisis de árbol de fallas. Torre fraccionadora de crudo. Fuga de crudo en V-1600.	120
11	Análisis de consecuencias. Torre fraccionadora de crudo V-1600. Fuga de crudo por bridas de fondo de 12" de diámetro.	121
12	Análisis de árbol de fallas. Estabilizadora de gasolina. Fuga de gasolina primaria por ruptura de la torre DA-101B.	125
13	Análisis de consecuencias. Estabilizadora de gasolina. Fuga de gasolina primaria por poro de ½" de diámetro en fondo de DA-101B.	126
14	Análisis de árbol de fallas. Estabilizadora 3. Proceso de desisobutanización. Fuga de butano en DA-107.	132
15	Análisis de consecuencias. Estabilizadora 3. Proceso de desisobutanización. Fuga de butano por brida de 6" de diámetro.	133
16	Análisis de árbol de fallas. Torre desisobutanizadora (DIC4). Fuga de butanos debido a sobrepresión en DA-201.	138
17	Análisis de consecuencias. Torre desisobutanizadora (DIC4). Fuga de butanos por niple de ¾" de diámetro.	139
18	Análisis de árbol de fallas. Planta propano-propileno. Fuga de propano-propileno por fisura en DA-901.	143
19	Análisis de consecuencias. Planta propano-propileno. Fuga de propano-propileno por poro de ½" de diámetro.	144



20	Análisis de árbol de fallas. Planta reformadora de nafta pesada No. 2 (U500). Paro del compresor GB-502 A/B.	148
21	Análisis de consecuencias. Planta reformadora de nafta pesada No. 2 (U500). Fuga de hidrógeno en compresor GB-502A/B por ruptura total de tubo de 4" de diámetro.	149
22	Análisis de árbol de fallas. Tanque de almacenamiento de LPG. Explosión en TE-406	152
23	Análisis de consecuencias. Tanque de almacenamiento de LPG TE-406. Fuga de gas L.P., por línea de dren de 2" de diámetro.	153
24	Análisis de árbol de fallas. Tanque de almacenamiento de crudo TV-110. Evaporación súbita (Boil Over).	158
25	Análisis de consecuencias. Tanque de almacenamiento de crudo TV-110. Derrame de crudo.	159
26	Análisis de árbol de fallas. Tanque preparador de gasolina PEMEX Magna. Derrame en TV-205.	162
27	Análisis de consecuencias. Tanque preparador de gasolina PEMEX Magna. Derrame de gasolina PEMEX-MAGNA.	163
28	Análisis de árbol de fallas. Fuga de cloro en cilindro de 1 ton de capacidad. Análisis de consecuencias. Cilindro de 1 ton de capacidad. Fuga de cloro por poro en cuerpo de cilindro de 1/6" de diámetro.	167
29		168
30	Organización del personal	170



LISTA DE ABREVIATURAS.

B/D	Barriles por Día.
BTX	Benceno, Tolueno y Xileno.
CFE	Comisión Feredal de Electricidad.
COE	Centro de Operaciones de Emergencia.
CRISAC	Comité Regional Integral de Seguridad A. C.
GPM	Galones por Minuto.
Has	Hectáreas.
HDG	Hidrosulfuradora de Gasolina.
HDK	Hidrosulfuradora de kerosina.
J/C	Junta Ciega.
LFL	Límite inferior de inflamabilidad.
LPG	Gas Licuado de Petróleo.
MBD	Miles de barriles por Día.
MCD	Metros Cúbicos por Día.
MMCSO	Miles de Metros Cúbicos Estándar por Día.
MTBF	Tiempo medio entre fallas, Mean Time Between Failure.
MTR	Tiempo medio de reparación, Mean Time to Repair.
NP	Nafta.
NPT	Nivel del Piso Terminado.
ppm	Partes por millon.
P.R.E	Plan de Respuesta a Emergencias.
PHAST	Process Hazard Analysis Software Tool.
PROFEPA	Procuraduría Federal de Protección al Medio Ambiente.
S.I.T.S.I.P.A.	Superintendencia de Inspección Técnica, Seguridad Industrial y Protección Ambiental.
SEMARNAT	Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales.
SIASPA	Sistema Integral de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental.
SINAPROC	Sistema Nacional de Protección Civil.
STYPS	Secretaría del Trabajo y Prevención Social.
TNT	Trinitrotolueno.
TTF	Tiempo para fallar, Time to Failure.
UFL	Límite superior de inflamabilidad.



OBJETIVO

Analizar y estimar cuantitativamente los daños que pueden ocasionar eventos críticos hipotéticos en equipos de alto riesgo dentro de la Refinería, así como también, hacer recomendaciones en las medidas de seguridad para disminuir su probabilidad de ocurrencia, y desarrollar un plan que nos permita tomar medidas de ejecución para mitigar las consecuencias en caso de suscitarse el evento; a través del uso de las metodologías de análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias.

ALCANCE

El alcance del presente trabajo es conocer la metodología de árbol de fallas y las ecuaciones que modelan sucesos como explosiones, bolas de fuego, charcos de fuego, chorros de fuego y fugas de sustancias tóxicas, para aplicarlas en equipos que, debido al manejo de grandes inventarios de sustancias inflamables son considerados de alto riesgo.

Los equipos contemplados para este análisis se ubican en la planta primaria, en la estabilizadora de gasolina, en la planta desisobutanizadora, en la planta propano propileno, en la planta reformadora de nafta, en el área de servicios auxiliares, y en el área de almacenamiento de gas L.P, gasolina y crudo.

Esta metodología podrá aplicarse a cualquier etapa del ciclo de vida de una Refinería o centro de trabajo, desde la fase de diseño, construcción y operación.



1. INTRODUCCIÓN



1. INTRODUCCIÓN

La economía y optimización de procesos ha llevado a las empresas en general a estructurar planes que buscan reducir o eliminar los riesgos inherentes a los procesos de producción, en muchos casos, las exigencias ecológicas en el ámbito mundial han impulsado a controlar los procesos y sus riesgos, en función de minimizar o evitar la contaminación que afecta el medio ambiente.

De acuerdo con datos reportados en el MARS (Major Accident Reporting System), se tiene conocimiento de 382 accidentes que abarcan desde los años 80's hasta finales de los 90's, en diversas partes del mundo, en donde el 66% de los accidentes es originado en las plantas de procesos, siguiendo con un 33% en el almacenamiento de dichos productos químicos; de acuerdo con esta clasificación, 199 accidentes se suscitaron debido a causas del equipo, 158 a causa de error humano y 25 de ellos por un fenómeno ambiental.

Para hacer frente a los desafíos del desarrollo económico y cumplir con los compromisos a nivel nacional e internacional que exigen procesos y productos limpios y seguros, PEMEX Refinación ha orientado sus políticas actuales hacia una estrategia cuyo objetivo fundamental es promover un crecimiento económico vigoroso y sustentable en un marco de Seguridad Industrial, Protección Ambiental y Protección Civil.

Como parte de un convenio de colaboración UNAM-PEMEX, se efectuaron análisis de riesgo de las siguientes plantas: Primaria 1, Primaria 2, Primaria 3, Primaria 5, Estabilizadora 3, Fraccionadora Propano-Propileno, U-100, U-200, U-400, U-500, U-600, Preparadora de carga 1, Preparadora de carga 2, Preparadora de carga 3, Hidrodesulfuradora de gasolina, Hidrodesulfuradora de diesel, Reformadora de Naftas 1, Reformadora BTX, Planta de azufre, Aguas amargas 1 y 2, Desisobutanizadora (mezcla de butanos), FCC, todas estas unidades ubicadas en la Refinería "Gral. Lázaro



Cárdenas", localizando los eventos con mayor potencial de daño a partir de los Análisis de Riesgo y Operabilidad (Hazop).

El procesamiento, manejo, transporte y almacenamiento de sustancias peligrosas dentro de las instalaciones es de gran importancia, debido a los efectos que se pueden presentar en caso de un accidente. La liberación a la atmósfera de un gas o vapor tóxico, proveniente de una fuga o derrame de un líquido que se evapora, es de particular interés, debido a la posible exposición a concentraciones que puedan afectar la salud de personas.

Es primordial conocer los posibles radios de afectación y magnitud de los daños potenciales por la ocurrencia de un evento de explosión, radiación o toxicidad, considerando el personal expuesto, las características de las instalaciones y los procesos existentes.

Como parte de este trabajo se utilizaron las herramientas con las que cuenta dicha Refinería, es decir, se hizo uso del Centro de Operaciones de Emergencias (COE), se modelaron los eventos no deseados obteniendo su probabilidad de frecuencia y en algunos casos las consecuencias que estas ocasionarían, empleando para ello dos sistemas de modelamiento (software), uno de ellos PHAST y el otro Risk Spectrum, el primero de ellos es de la compañía Det Norske Veritas, el cual toma como base los modelos de explosión, dispersión y de toxicología; y el otro de la compañía Relcon AB, el cual analiza árboles de fallas.

De los eventos seleccionados se proponen fugas por poros en secciones de alta presión, fugas por corrosión y rupturas de líneas, ya que la mayoría de los accidentes se da por estos eventos básicos. Sin embargo, hasta ahora en la Refinería no se han presentado tales eventos.



2. ANTECEDENTES



2. ANTECEDENTES

Una Refinería es una instalación industrial cuyo objetivo es procesar petróleo crudo para producir combustibles, lubricantes y básicos para derivados petroquímicos. Para lograrlo se utilizan operaciones unitarias y procesos químicos. México cuenta con las siguientes Refinerías:

Abastece de combustibles a:

Héctor. Lara Sosa. Cadereyta, N.L	Norte del país
Francisco I. Madero. Cd. Madero, Tampico.	Zona Centro y Golfo
Gral. Lázaro Cárdenas. Minatitlán, Ver.	Zona Sur y Península de Yucatán
Ing. Antonio Dovalí Jaime. Salina cruz, Oaxaca.	Litoral del Pacífico
Antonio M. Amor Salamanca. Guanajuato.	Región Central y la demanda de lubricantes de todo el país.
Miguel Hidalgo. Tula. Hidalgo	Distrito Federal

2.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA REFINERÍA "GRAL. LAZARO CARDENAS" DE MINATITLÁN, VER.

Ubicada en la parte Sur de la Ciudad de Minatitlán, Veracruz. Coordenadas 17° 58' latitud norte, 94° 31' longitud oeste, 10 metros sobre el nivel medio del mar.

Las principales áreas de procesamiento de la Refinería se localizan en un terreno razonablemente espacioso, elevado y relativamente disperejo con respecto al río Coatzacoalcos.

Cuenta con una superficie total de 825 hectáreas ubicadas en el margen izquierdo del río Coatzacoalcos, de las cuales 200 hectáreas corresponden al área Industrial.

Inició sus labores en el año de 1906, bajo la administración de la compañía inglesa "El Águila", extrayendo el petróleo crudo de los campos de "San Cristóbal" a 18 Km al sureste de la Refinería. Después de 32 años, pasa a ser patrimonio de la nación como resultado del decreto de la Expropiación Petrolera en el año de 1938. Es hasta el año de 1954,



cuando comienza la era moderna de la Refinería; las antiguas instalaciones son desmanteladas y se inicia la construcción de nuevas unidades de producción con mayor capacidad.

En el año de 1974, la "Refinería de Minatitlán" cambia su nombre a Refinería "General Lázaro Cárdenas" como homenaje y reconocimiento por su intervención en la industria petrolera mexicana. Y en el año de 1997 se incorporan oficialmente las instalaciones industriales de PEMEX-Refinación ubicadas en el complejo petroquímico "La Cangrejera" constituidas por 3 plantas de proceso, 1 torre de enfriamiento de agua y 12 tanques de almacenamiento.

CAPACIDAD DE PROCESO

Refinería "General Lázaro Cárdenas".

Mezcla de Petróleo Crudo con 30 % de Maya	190,000 B/D
Mezcla de Butanos	30,000 B/D
Benceno	2,000 B/D
Instalaciones en Cangrejera	
Petróleo Crudo 100 % de Maya	170,000 B/D

INSTALACIONES EN REFINERÍA

Plantas de destilación primaria:

	Año de construcción	Capacidad B/D
1. Primaria No.1	1957	30,000
2. Primaria No.2	1957	30,000
3. Primaria No.3	1963 y la mejoraron en 1973	80,000
4. Primaria No.5	1974	60,000

Estas unidades son las que se utilizan para procesar el petróleo y líquidos del gas, a fin de obtener por destilación atmosférica los siguientes productos:



Tabla 1. Productos de destilación atmosférica.

	Primaria 1	Primaria 2	Primaria 3	Primaria 5
Gas amargo (MCD)	9,270	8,351	25,291	22,055
Gasolina ligera			8,971	6,037
Gasolina pesada			6,493	6,885
Gasolina	5,630	5,152		
Kerosina ligera	0		11	4,061
Kerosina pesada	3,509		11,375	5,230
Kerosina		4,039		
Diesel	4,562	4,388	10,593	7,813
Gasoleo pesado	1,415		4,364	4,791
Residuo	10,569	9,783	27,455	23,078

Plantas preparadoras de carga (alto vacío)

	Año de construcción	Capacidad B/D
5. Preparadora de carga No.1	1957 y mejorada en el año de 1963	32,000
6. Preparadora de carga No.2	1967 y mejorada en el año de 1974	27,000
7. Preparadora de carga No.3	1976	24,000

Estas plantas tienen como finalidad procesar el residuo de las plantas primarias, y por destilación al alto vacío obtener los gasóleos que sirven como carga a la planta de desintegración catalítica:

Tabla 2. Productos de destilación a alto vacío.

	Preparadora de carga 1	Preparadora de carga 2	Preparadora de carga 3
Carga vapores	2,197		
Gasóleo ligero de vacío	2,467	1,271	1,644
Gasóleo pesado de vacío	3,024	6,781	6,972
Residuo de vacío	14,289	15,026	15,710

Planta de desintegración catalítica F.C.C.

	Año de construcción	Capacidad B/D
8. Desintegración catalítica FCC	1967	27,000



La finalidad principal de esta planta es obtener gasolinas de alto octano a partir de los gasóleos de vacío, y de destilación primaria utilizando para ello un catalizador sólido (Si-Al), que movido por aire (sección de regeneración) y por vapores de hidrocarburos (sección de reacción) se comporta como un fluido, y en estas circunstancias circula continuamente de la zona de reacción a la de regeneración, promoviendo la acción catalítica y el calor necesario para la reacción.

La planta consta de las siguientes secciones: sección catalítica, sección de fraccionamiento, sección de recuperación y sección de tratamiento.

Además se obtienen los siguientes productos:

- * Gas seco, utilizado como combustible. 188,873 (MCD)
- * Propano-propileno, que se utiliza como carga en plantas de alquilación, o bien, para obtener el propileno para las plantas de acrilonitrilo, o para formar parte del gas licuado 1,819 B/D
- * Butano-butileno, empleado en plantas de polimerización o como gas licuado 2,830 B/D
- * Aceite ciclico ligero, usado como diesel o como diluyente de combustóleo 4,329 B/D
- * Aceite clarificado, sirve como diluyente de combustóleo o como materia prima para negro de humo 3.856 B/D
- * Gasolina 16,118 B/D
- * Coke (BCE) 1,086

Planta de polimerización

	Año de construcción
9. Polimerización catalítica	1956 y mejorada en el año de 1963

En esta planta se aprovecha la producción de butano-butileno, de la planta de desintegración catalítica, para elaborar gasolina polimerizada de alto octano, que se envía a tanques de preparación de gasolinas comerciales.

Butano	464
Gasolina	259



Planta fraccionadora de propano-propileno

	Año de construcción
10. Fraccionadora de propano- propileno	1969

Esta planta utiliza como carga la producción de propano-propileno de la planta de desintegración catalítica. Separa el propileno de alta pureza que sirve como carga a plantas de acrilonitrilo, el propano separado se envía a la planta de gas licuado.

Propileno	97
Propano	269

Plantas fraccionadoras de isobutano

	Año de construcción
11. Fraccionadora de butanos (DA-101)	1977*
12. Fraccionadora de butanos (DA-106)	1973*
13. Fraccionadora de butanos (DA-107)	1973*
14. Fraccionadora de isobutano (DA-201)	1997

* Operaba como Fraccionadora de gasolina natural.

Actualmente con una capacidad de 30,000 B/D, tienen el propósito fundamental de separar de una mezcla de butanos proveniente de PEMEX Gas y Petroquímica Básica, el isobutano puro que se utiliza como materia prima para las plantas de Alquilación.

La separación se logra mediante un proceso de destilación fraccionada.

Plantas de hidrodesulfurización catalítica

	Año de construcción
15. Hidrodesulfuradora de gasolina. 1 HDG	1964
16. Hidrodesulfuradora de diesel HDD	1965
17. Hidrodesulfuradora de kerosina HDK	1964
18. Hidrodesulfuradora de gasolina 2 U-400	1981
19. Hidrodesulfuradora de diesel U-100	1981

La Refinería actualmente tiene una capacidad instalada en tres plantas de proceso para la hidrodesulfurización de gasolinas de 55,000 B/D y una capacidad de 40,000 b/d para la hidrodesulfurización de diesel en dos plantas de proceso.



El propósito fundamental de las plantas hidrodesulfuradoras es eliminar el azufre contenido en los productos de destilación de petróleo. La reacción de hidrodesulfuración se lleva a cabo en presencia de un catalizador compuesto de Ni, Co, y Mo, (patente IMP), soportado en esferas de alúmina, y en una atmósfera de H_2 , con lo cual se logra convertir los compuestos de azufre en H_2S , que posteriormente es separado. Los productos obtenidos están libres de azufre, y son de inmejorable calidad, en el caso especial de las gasolinas obtenidas, resultan apropiadas para utilizarse como cargas a los procesos de reformación catalítica de la propia Refinería, para la obtención de gasolinas de alto octano.

Planta de isomerización catalítica de pentanos y hexanos

	Año de construcción	Capacidad B/D
20. Isomerizadora de pentanos	1995	15,000

Su carga consiste en un corte de pentanos y hexanos provenientes de las Hidrodesulfuradoras de gasolina. El propósito es incrementar el número de octano de las corrientes alimentadas, para ser utilizadas en la preparación de gasolinas. Esta planta fue construida bajo el contexto del Paquete Ecológico de PEMEX y permite dejar de utilizar tetraetilo de plomo y aromáticos en las gasolinas.

Planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos

	Año de construcción
21. Tratadora y Fraccionadora de hidrocarburos. U-600	1982

Esta unidad esta diseñada para tratar $796,000 m^3$ de gas amargo y 5.861 B/D de líquidos, en los respectivos procesos girbotol y la sección de fraccionamiento, que tiene una capacidad de 22,000 B/D.

El objetivo de esta planta es eliminar el H_2S de las corrientes gaseosas y líquidas de todas las plantas que los producen en la Refinería, las cuales son tratadas con dietanolamina y Sosa cáustica, y una vez eliminado el H_2S se envían a la red de gas combustible de la Refinería, en el caso de los gases, y la parte líquida se fracciona para obtener los siguientes productos: propano, butano y una mezcla de pentano y hexanos que pasan a formar parte de los productos terminados de la Refinería.



Plantas de reformación catalítica de gasolinas

		Año de construcción	Capacidad B/D
22.	Reformadora de Gasolina BTX	1964	17,000
23.	Reformadora de Gasolina NP.1	1964	12,000
24.	Reformadora de Gasolina NP.2 U-500	1982	20,000

El propósito de estas unidades es incrementar el número de octano de las gasolinas hidrodesulfuradas, para así incorporarlas a los tanques de preparación de gasolinas comerciales. La unidad de 20,000 B/D cuenta con un módulo de regeneración continua de catalizador, lo cual incrementa la eficiencia, asimismo en esta unidad se han efectuado trabajos de modernización en los calentadores, y se instaló un intercambiador de calor tipo placas (packinox), de alta eficiencia, con lo cual los rendimientos mejoraron.

Planta fraccionadora de solventes

La capacidad de la planta es de 6,000 B/D. El uso de esta planta es muy versátil, actualmente se utiliza como fraccionadora de reformado catalítico con el propósito de hacer selectivo el corte de reformado pesado con mayor número de octano, y orientarlo hacia la preparación de gasolina PEMEX Magna.

Planta de ciclohexano (HYDRAR)

		Año de construcción	Capacidad B/D
25.	Ciclohexano (Hydrar)	1968	2,600

El uso principal es la fabricación de caprolactona materia prima para fibras sintéticas. También se utiliza para elaborar negro de humo.

El proceso de esta planta es catalítico y se lleva a cabo en dos etapas: en la primera, el benceno se mezcla con hidrógeno en un reactor de lecho fluido, en presencia de un catalizador de Ni-Raney, teniendo sumo cuidado en el control por lo exotérmico de la reacción. En la segunda etapa, los productos de la primera reacción pasan a un reactor de lecho fijo, en donde el benceno no convertido se transforma en ciclohexano. Los productos de la reacción son enviados a la sección de fraccionamiento, donde se obtiene el ciclohexano con 99.9% de pureza.



Planta recuperadora de azufre (Ecológica)

Año de construcción

26. Recuperadora de azufre 1980

Esta planta esta diseñada para obtener 80 ton/día de Azufre, tiene como finalidad recuperar el azufre de las corrientes amargas del sistema de la Refinería, disminuyendo la contaminación ambiental.

El proceso consiste en pasar la carga de gases ácidos procedente de la Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos a una combustión controlada con aire, en donde una tercera parte del H_2S se quema para formar SO_2 , el cual reacciona a su vez con las dos terceras partes del H_2S residual en un convertidor de dos etapas, y que en presencia de catalizador a base de bauxita se obtienen vapores de azufre y agua, los cuales se condensan y envían a la fosa de azufre, en el que se bombea al sistema de solidificación, o bien, se transporta en forma líquida. La propiedad exotérmica de la reacción.

Fuerza y servicios auxiliares

La Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" requiere para la elaboración de sus productos los servicios auxiliares indispensables que proporcionan la energía demandada por los procesos; para ello cuenta con un departamento especial de fuerza que se encarga de proporcionar el agua, vapor, energía eléctrica y aire requeridos.

Este departamento se divide en:

	Capacidad total instalada
Sección de Tratamiento y Distribución de Agua	380 ton/h.
Sección de Generación de Vapor / Aire	834 ton/h./ 29 ton/h
Sección de Generación de Energía Eléctrica.	64,000 kw.

Contando con los siguientes equipos:

	Existentes
Torres de enfriamiento	9
Turbogeneradores	2
Generadores de vapor	6
Subestación eléctrica enlace con CFE	1
Subestaciones eléctricas	64
Plantas de tratamiento de aguas	4



Estaciones de Bombeo	Existentes
Casas de bombas	7
Trampas de diablos (envío-recibo)	2
Tanques de almacenamiento para Hidrocarburos:	Existentes
Atmosféricos	116
A presión	33
Tanques de almacenamiento para agua y condensado	17

Tuberías: Aprox. 1500 kilómetros de 2 a 48" ø

PRODUCTOS TERMINADOS

(Certificados ISO 9002)

Los productos finales elaborados en la Refinería son: L.P.G., Propileno, Butileno, Isobutano, Gasolina (Pemex-Magna y Pemex Premium), Gas nafta, Turbosina, kerosina, Pemex diesel, diesel desulfurado, Combustóleo y Ciclohexano.

Tabla.3. Productos terminados.

PEMEX Premium	2.0 MB/D
PEMEX Magna	52.0 MB/D
Turbosina	5.0 MB/D
Gas Nafta	0.8 MB/D
PEMEX Diesel	34.0 MB/D
Gas LPG	22.0 MB/D
Propileno	1.0 MB/D
Isobutano	5.5 MB/D
Ciclohexano	1.2 MB/D
Combustóleo	70.0 MB/D
Azúfre	50.0 Ton/D



DUCTOS DE ENTRADA

* Naftaducto Cangrejera – Minatitlán 8"ø (Isómeros/pentanos Cangrejera)	2.50 MBD
* Bencenoducto Cangrejera – Minatitlán 3"ø	1.5 MBD
* Hidrogenoducto Pajaritos - Minatitlán 6"ø (Hidrógeno)	300 MMCS
* Oleoducto Paso Nuevo - Minatitlán (Crudo Maya) 14"ø	60.0 MBD
* Oleoducto Nuevo Teapa – Minatitlán (Crudo Mezcla) 24"ø	150.0 MBD
* Poliducto Salina Cruz – Minatitlán - Salina Cruz 16"ø (Destilados)	70.0 MBD
* Poliducto Cd. Pemex-Minatitlán (Mezcla de Butanos) 12"ø	35 - 60 MBD

DUCTOS DE SALIDA

* Poliducto Mina - Pajaritos 12"ø (Destilados Intermedios)	80 -100 MBD
* Poliducto Mina - Pajaritos 10"ø (Destilados Intermedios)	24 MBD
* Combustoeoducto Mina - Pajaritos 14 "ø	80 MBD
* Poliducto Mina - Tierra Blanca 12"ø (Destilados Intermedios)	75 MBD
* LPGducto Mina- Tula – Guadalajara 12 "ø	65 – 80 MBD
* Gasolinoducto Mina- Cangrejera 12 "ø	25 MBD
* Poliducto Mina - Villahermosa 12"ø (Destilados Intermedios)	30 MBD
* Oleoducto Mina - (Santa Elena) - Salina Cruz 12"-30" ø (GOLS. VACIO)	

ZONAS DE IMPACTO ECONÓMICO

Directa: Campeche, Yucatán, Veracruz, Puebla, Tabasco, Quintana Roo, Oaxaca, Tlaxcala, Chiapas.

Indirecta: Guerrero, Guanajuato, Querétaro, Distrito Federal, Nuevo León, Tamaulipas, San Luis Potosí, Jalisco



2.2. LISTADO Y DESCRIPCIÓN SINTETIZADA DE LAS PLANTAS INVOLUCRADAS EN EL ANÁLISIS.

2.2.1. DESCRIPCIÓN DE PROCESO DE LA PLANTA PRIMARIA No. 3

El crudo se bombea a la planta a una temperatura de 38°C y llega con una presión de 25 kg/cm², pasa a través del PIC-1601, después de este se encuentra a 19 kg/cm², se divide en tres corrientes una de ellas pasa a precalentarse al cambiador E-1601 con la kerosina aumentando su temperatura a 64°C, la otra corriente pasa a precalentarse en los E-1602 A/B con la nafta, continuando hacia el E-1603 A/B a precalentarse con el diesel para aumentar su temperatura a 96°C, la siguiente corriente pasa a precalentarse en CH-1 con el reflujo superior y en el CH-2 con el reflujo inferior, saliendo a una temperatura de 120°C se unen las tres corrientes la que viene del E-1601, E-1603 y CH-2 teniendo una temperatura de salida de 94°C, para entrar a los E-1604 A/B/C/D en paralelo en dos corrientes, una que entra a los E-1604 A/B y la otra que entra a los E-1604 C/D para intercambiar calor con el residuo, a la salida se vuelven a unir adquiriendo una temperatura de 140°C.

El crudo continua hacia la entrada de la desaladora ME-1600 donde se localiza una válvula mezcladora la cual tiene una caída de presión de 1 kg/cm² para una buena emulsión entre el crudo y el agua para un buen desalado. El agua para el desalado proviene de calderas pasando a la bombas P-1610 A/B que descargan a una presión de 22 a 24 kg/cm² teniendo el control de flujo del agua con el FRC-1604, esta pasa a precalentarse en el E-1612 con el agua de salida de la ME-1600, se cuenta con tres inyecciones, la primera se encuentra a la entrada del crudo después del PIC-1600, la siguiente se localiza en la salida de los E-1604 A, B, C, D y la última se le puede inyectar desde central de bombas. El agua que sale de la desaladora es eliminada pasando por el E-1612 y a control de nivel por medio del LC-1610.

El crudo ya desalado continua su calentamiento en el cambiador E-1605 intercambiando calor con el reflujo superior alcanzando una temperatura de 164°C para pasar al E-1606 a intercambiar calor con el reflujo inferior saliendo con una temperatura de 190°C para entrar al E-1607 a intercambiar calor con residuo, saliendo con una temperatura de 208°C,



que es la entrada del crudo a la torre de despunte DF-1, pasando por la LR-1 y teniendo una presión de 6.0 kg/cm^2 aproximadamente.

En la DF-1 ocurre una separación de gases y gasolina del crudo, saliendo por el domo hacia el acumulador de gasolina TA-1, que tiene una presión de 1.7 kg/cm^2 pasando antes por los condensadores CO-1 A/B, los gases tienen su salida hacia TCC, sector 5 o al quemador controlando la presión con el PRC-7, la gasolina pasa a la BA-2 para mandarla una como reflujo al domo a través del FRC-1 para control de temperatura y la otra parte como gasolina despuntada a control de nivel del TA-1 por medio del LC-2 la que cuenta con diferentes salidas, al sector 5 a través del DC-171C, a slop, merox, 410 y recirculación.

El crudo despuntado sale por el fondo de la DF-1 a una temperatura de 199°C , para pasar a la BA-1 A o B, para alimentar a los calentadores F-1600 y F-1601. El crudo entra por la zona de convección por los serpentines que se controlan con los FRC-1605, 1606, 1607, 1608 y FRC-1609, 1610, 1612 a la salida de los calentadores F-1600 y F-1601 el crudo alcanza una temperatura de 355°C . El crudo en estas condiciones pasa a la torre fraccionadora V-1600 originándose la separación de productos.

Del domo de la torre salen los gases a una temperatura de 140°C pasando a condensarse en los E-1600 A, B, C, D, E y F. Saliendo a una temperatura de 54 a 60°C para pasar al acumulador de gasolina V-1602. Los gases se pueden mandar a la TCC, al sector No. 5 o al quemador a control de presión manualmente, la gasolina pasa a la P-1601 A/B para mandarla como reflujo al domo por el TRC-1603, para el control de temperatura de la V-1600, otra parte sale a control de nivel del V-1602 por medio del LIC-1609, se puede sacar la gasolina al tanque 410 o 210, a la planta perco, slop, primaria No. 5, merox primaria No. 1 y al filtro DC-171 B para salir por la PIC-1602 que controla la salida de gasolina en general.

La nafta sale del plato No. 25/27 de la V-1600 a una temperatura de 198°C y a control de nivel por medio del LC-1605 para pasar al agotador V-1601 A, a este también se le inyecta vapor de agotamiento de 3.5 kg/cm^2 . Los vapores del domo del V-1601A retornan



a la V-1600 al plato No. 28, la nafta pesada sale por el fondo del V-1601 hacia las P-1602 A/B que descargan a los E-1602 A/B para cederle calor al crudo, para continuar pasando al E-1608 donde es enfriada a una temperatura de 65°C saliendo a control de flujo por medio del FRC-1602, teniendo las siguientes opciones, a línea de kerosina, slop, tratamiento cáustico, primaria No. 5, PC-2 y la llegada de primaria No. 1.

La kerosina sale del plato No. 19 de la V-1600 a una temperatura de 215 a 220°C y a control de nivel por medio del LC-1605 para entrar al agotador V-1601 B al cual se le inyecta vapor de agotamiento de 3.5 kg/cm² los vapores más ligeros retornan a la V-1600 al plato No. 20, por el fondo del V-1601 B la succiona la P-1603 A/B para mandarla al E-1601 a cederle calor al crudo, continua hacia el E-1609 y CH-1, para salir a una temperatura de 55°C, se tienen las siguientes opciones antes del control de salida, la que va al tanque de inhibidor, a PC-2 por línea de 2" y a PC-3 por línea de 4". El control de salida se realiza por medio del FRC-1601 que tiene las siguientes salidas a diesel especial, al sector No. 5, Slop, tanques, a la P-1455 de primaria No. 1 y a primaria No. 5.

El diesel sale del plato No. 12 de la V-1600 a una temperatura de 280°C hacia la succión de la P-1604 A/B, para descargarlo al E-1603 A/B a cederle calor al crudo, sale para ir a enfriarse en el E-1610 y salir con una temperatura de 60 a 70°C, su salida es controlada por el FRC-1603 y se manda a PC-3, al sector No. 5, slop, a diesel nacional y línea de residuo (esta se encuentra con J/C). Antes de este control hay una línea que sale a la línea de flushing a bombas y al control automático LCV-1602 del tanque del aceite para sello (actualmente no se utiliza).

El gasóleo sale de la segunda sección empacada de la V-1600 a control de nivel por medio del LC-1607 hacia el agotador V-1601C el cual también cuenta con la inyección de vapor de agotamiento, los vapores del domo del V-1601C retornan a la V-1600 al plato No. 14, por el fondo sale el gasóleo a la succión de la P-1607 y P-1605.

Nota: Las succiones de la P-1605 A/B tienen doble válvula de bloqueo, las válvulas que vienen del agotador V-1601 C estas se encuentran bloqueadas no opera la línea, la P-



1607 descarga hacia el E-1606 donde cede calor al crudo pasa al CH-2 también para cederle calor al crudo sale y se divide en dos líneas una que va a la succión de la P-1605 y la otra que es enviada, como reflujo inferior al plato No. 12, a través del FRC-1614 para el control del perfil de temperatura de la V-1600. La descarga de la P-1605 A/B manda el gasóleo por medio de los E-100 A/B para enfriarse y darle salida a través del LC-1603 para mandarlo a TV-5/6 o diesel nacional, además se tienen las siguientes opciones antes del control de salida como son la línea de aceite para sello para bombas y a FCC.

Del plato No. 13 de la V-1600 sale una corriente hacia la succión de las P-1606 A/B las cuales manda la corriente al E-1605 a ceder calor al crudo, pasando al CH-1 que también cede calor al crudo donde sale para ser mandada a través del FRC-1613 al plato No. 18 como reflujo superior, para el control del perfil de temperatura de la V-1600.

El residuo sale del fondo de la torre V-1600 a la succión de la P-1608 A/B y descargan hacia el E-1607 donde cede el calor al crudo, continua para entrar a los E-1604 A, B, C, D donde también le cede calor al crudo, saliendo a control de nivel por LIC-1604 la cual tiene diferentes salidas como son a PC-1 o caja enfriadora, PC-3 y PC-2.

Nota: De la descarga de la P-1608 sale una corriente hacia PC-1, como residuo caliente. La planta también cuenta con dos recirculaciones para arranque de la planta una corta y una larga, la corta se localiza de la descarga de la P-1608 a la salida del crudo del E-1607 y que entra a la DF-1. La larga se encuentra en la salida del residuo de los E-1604 A, B, C, D antes del LIC-1604 a la entrada del crudo en los E-1604 A, B, C, D.



2.2.2. DESCRIPCIÓN DE PROCESO DE LA ESTABILIZADORA DE GASOLINA PRIMARIA, DA-101B.

La Refinería, tenía la torre agotadora V-1905 de la hidrodesulfuradora de Kerosina para estabilizar la gasolina de la primaria No. 3 y se dejó de usar por contaminar la red de gas combustible con líquidos.

Las plantas primarias No. 1, 2, 3 y 5 que en conjunto procesan 185,000 B/D de crudo (mezcla de 70% Istmo y 30% Maya) y producen 38,500 B/D de gasolina primaria sin estabilizar, que se envían a tanques de almacenamiento con las siguientes características:

Tabla 4. Composición de gasolina primaria.

Componente	% mol
C ₁	0.1
C ₂	0.20
C ₃	3.0
iC ₄	2.1
nC ₄	10.2
iC ₅	8.8
nC ₅	16.5
C ₆ +	59.1

Contenido de agua como contaminante 0.5 % vol.

Posteriormente dicha gasolina se envía como carga a las plantas hidrodesulfuradoras (HDG, HDK y U-400), para eliminar el azufre y preparar la carga para las plantas reformadoras NP, BTX y U-500; donde se obtiene el reformado pesado que sirve como base para la preparación de Pemex-Magna.

Actualmente por no estabilizar la gasolina primaria, se están presentando los siguientes problemas:

- * Riesgo de incendio y contaminación ambiental por emanación de hidrocarburos ligeros (propano, isobutano, butano y H₂S) en cúpula de tanques de almacenamiento.
- * Bajo índice de expansión volumétrica por evaporación de hidrocarburos ligeros.



- * Daños en cúpula de tanques de almacenamiento por hidrocarburos ligeros.
- * Descontrol operacional en plantas hidrodesulfuradoras por alto contenido de agua en la carga.

Como solución se propuso la rehabilitación de la Torre DA-101B, para estabilizar la gasolina primaria.

La planta consiste en integración de líneas de las primarias 1, 2, 3 y 5 hasta el tanque de balance FA-113, en la estabilizadora No. 1, del tanque de balance la carga será succionada a través de las bombas GA-100 A/B (una operando y otra de relevo) con una presión de 24 kg/cm² en la descarga y a una temperatura de 44°C, para alimentar a dos filtros coalescedores FV-113 A/B uno operando y otro de relevo para eliminar el agua contenida en la gasolina primaria que servirá de carga a la DA-101B, a una presión de 18.5 kg/cm² y temperatura de 44°C, para su estabilización.

La corriente de gasolina primaria pasa a la sección de precalentamiento, intercambiando calor con el reflujo del fondo de la torre DA-101B, a través de los intercambiadores EA-114 A/B y el calentador de fuego directo BA-110, saliendo a una temperatura de 163°C y una presión de 13 kg/cm², del domo líquido y domo gas DA-101B que son los ligeros, se enviará a los condensadores EA-102 A/B/C y al tanque FA-101B donde la salida del fondo del tanque es succionada a través de las bombas GA-102A/R donde la descarga es dividida en dos corrientes una como reflujo a la torre DA-101B a una temperatura de 40°C, a través del controlador de flujo FIC-126 y la otra corriente se enviará a la U-600 (Unidad fraccionadora y tratadora de hidrocarburos ligeros) vía salida de LPG amargo de la hidrodesulfuradora de gasolina (HDG) y vía línea de descarga del compresor BB-730.

La corriente del fondo DA-101B que es la gasolina estabilizada, se enfría a 40°C a través de los enfriadores EA-116A/B, y se envía a los tanques de gasolina primaria, otra parte de la gasolina estabilizada será utilizada como recirculación a la torre donde tendrá un calentamiento previo dado por los calentadores de fuego directo BA-102A/B, a una temperatura de 200°C y una presión de 12 kg/cm².



2.2.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESISOBUTANIZACIÓN DE LA PLANTA ESTABILIZADORA No 3.

Una torre de desisobutanización se encuentra en el área llamada Hudson y otra en el área llamada nueva. La desisobutanizadora de área Hudson DA-106 tiene 2.743 m (9 pies) de diámetro por 43.891 m (144 pies) T-T. La desisobutanizadora del área nueva DA-107 tiene 3.810 m (12 pies, 6 pulgadas) de diámetro por 44.501 m (146 pies) T-T. Ambas torres tienen 25 platos en la zona de rectificación y 40 platos en la zona de agotamiento, con posibilidad de alimentación en los platos números 22 y 32.

Las desisobutanizadoras se alimentan mediante las bombas BA-3901, que se encuentran en el área 6. La alimentación a estas torres se mantiene uniforme mediante controladores registradores de flujo. Difieren en su capacidad, siendo menor la correspondiente a la instalada en el área Hudson, que absorbe la tercera parte de la corriente total de butanos. Estas torres operan a 6.7 kg/cm^2 (95 psig) con una relación de reflujo de 13. La relación de reflujo se mantiene mediante un controlador registrador de flujo en cascada con un controlador registrador de nivel colocado en el tanque FA-108. A fin de poder verificar la operación de las torres, el IMP previó la colocación de termopozos adicionales en los platos números 3, 10, 16, 24, 36 y 52 de la torre DA-107.

La regulación de presión en cada torre se efectúa mediante un controlador registrador de presión colocado en la línea de desvío de los condensadores.

Los condensadores en el área Hudson, EA-107A/B son de condensación total con dos cuerpos colocados en paralelo, con una superficie total de 802.7 m^2 (8,640 ft^2). Los condensadores en el área nueva son de condensación total, con cuatro cuerpos colocados en paralelo, con una superficie total de $1,858 \text{ m}^2$ (20,000 ft^2).

El acumulador de reflujo en el área Hudson, FA-107, es un recipiente horizontal de 1.829 m (6 ft) de diámetro por 6.096 m (20 ft) T-T. El acumulador de reflujo en el área nueva, FA-108, es un recipiente horizontal de 3.505 m (11 ft, 6") de diámetro por 6.172 m (20 ft, 3") T-T.



Las bombas GA-114A/R manejan el reflujo y el destilado en el área Hudson. Antes de entregarse el destilado en límites de batería se enfría en el cambiador EA-117, que tiene un área de 31.1 m² (335 ft²). El gasto de destilado está controlado mediante el controlador de flujo a la salida de las bombas. En el área nueva el reflujo y el destilado son manejados con las bombas GA-116A/R. El destilado se enfría en el cambiador EA-119, que es del tipo de cabezal flotante con un área de 36.4 m² (392 ft²), antes de enviarse a almacenamiento de isobutano. El flujo de este isobutano está regulado por controlador de flujo a la salida de las bombas.

La recirculación inferior de la torre DA-106 se hace pasar por el rehervidor EA-127 que es del tipo caldereta, con un área de 308.7 m² (3,323 ft²). El calentamiento se efectúa con vapor de agua de 50 psig, regulando la carga térmica mediante un controlador registrador de flujo de vapor de calentamiento en cascada con un controlador registrador de la temperatura del vapor de butanos que regresa a la torre. La válvula de control está en la línea de condensado a la salida del rehervidor. El condensado pasa al acumulador de condensado FA-115 y de ahí es succionado por las bombas GA-128A/R, saliendo a control de nivel del mismo.

La recirculación de la torre DA-107 se calienta en los rehervidores EA-128A/B del tipo de termosifón con tubos en U y un área total de transmisión de calor de 511 m² (5,500 ft²). El calentamiento con vapor saturado de 50 psig se regula mediante un controlador registrador de flujo del vapor de calentamiento independientemente a cada cuerpo. Además, por medio de un selector manual se puede escoger en qué cuerpo se quiere controlar en cascada con la temperatura de la recirculación a la salida del rehervidor. Las válvulas de control están en la línea de alimentación de vapor de calentamiento.

Los productos de fondos de ambas torres se enfrían antes de enviarse a almacenamiento de butanos. El producto de la torre DA-106 se enfría en el Enfriador de Fondos EA-118, que posee un área de 59.9 m² (645 ft²). El producto de la torre DA-107 se enfría en el cambiador EA-120 que tiene un área de transferencia de 46 m² (495 ft²).



2.2.4. DESCRIPCIÓN DE PROCESO DE LA PLANTA DESISOBUTANIZADORA

La función de la Unidad Desisobutanizadora, es separar isobutano de alta pureza (iC4), de mezclas de butanos, por medio de destilación, la unidad esta diseñada para procesar 18,000 BPD, y es capaz de operar en el rango de 60 a 110% de la capacidad de diseño. Características de la materia prima: Mezcla de butanos (composición).

Tabla 5. Composición de la mezcla de butanos.

Componente	kg mol/h	kg/h
Propileno	0.002	0.1
Propano	1.940	85.5
Isobutano	365.274	21231.4
1-Buteno	2.264	127.0
N-Buteno	799.682	46480.7
Trans-2-Buteno	1.844	103.5
Cis-2-Buteno	0.947	53.1
Isopentano	9.647	696.0
N-Pentano	1.406	101.4
Flujo total	1183.006	68878.7

La alimentación de butanos, consiste principalmente de isobutano y butano, es bombeada desde la esfera de áreas exteriores (FA-202) por medio de la bomba GA-205A/B y alimenta a la torre desisobutanizadora DA-201 en el plato número 43, bajo control de flujo (FIC-21101) sin intercambio de calor.

La DA-201 tiene instalados 79 platos, 43 platos para la sección de rectificación y 36 platos para la sección de separación.

La parte inferior de la DA-201 es calentada por medio de una corriente de recirculación suministrada por la bomba del rehervidor GA-204A/B, esta corriente es calentada por medio del rehervidor de la desisobutanizadora H-101.

La capacidad de recirculación es controlada por los FIC-21103-21110 en cada paso de entrada al H-101.

La temperatura de calentamiento es controlada por el TIC-21102 a la salida del H-101 mediante el reajuste del controlador de presión de gas combustible PIC-21107, el cual



regula la capacidad de quemado en el H-101 actuando la PV-21107 en la tubería de gas combustible.

Los vapores que salen de la parte superior de la DA-201 son totalmente condensados a través de los condensadores de la torre EA-201A/F y llegan al acumulador del domo de la torre FA-201, el cual está provisto de una bota de acumulación de agua. La fase vapor en el FA-201 está conectada al cabezal de desfogue bajo control de presión PIC-21102. Normalmente no es relevado vapor de la FA-201.

La fase líquida en el FA-201 es parcialmente recirculada en el plato número 1 en el domo de la DA-201 por medio de la bomba de reflujo GA-201A/B bajo control de flujo FIC-21102.

El FIC-21102 es reajustado por medio del controlador de temperatura TIC-21101 del plato número 12, para regular la composición de isobutano producto.

La otra parte de la fase líquida es extraída mediante la bomba de isobutano GA-202A/B bajo control de flujo FIC-21115 a la esfera de almacenamiento de isobutano FA-203, después del enfriamiento por medio del enfriador de isobutano EA-202.

El controlador de nivel de líquido LIC-21102 reajusta el FIC-21115 para mantener el nivel de líquido en el FA-201.

Cualquier acumulación de agua en la bota del FA-201 es extraída manualmente al drenaje abierto hacia un lugar seguro.

La presión en el domo de la DA-201 es controlada mediante el PIC-21102 actuando dos válvulas de control en el modo de control de rango dividido, una es la PV-21102 en la tubería de salida de líquido del EA-201A/F hacia el FA-201 y la otra es la PV-21103 en la tubería de gas de salida del FA-201, mediante el reajuste del PIC-21103, el cual controla la presión en el DA-201,

Por otro lado el controlador de presión diferencial PDIC-21110 regula la presión en el FA-201 basado en la presión del domo de la DA-201, mediante la actuación del PDV-21110 en la tubería de by-pass de vapor del domo hacia los EA-201A/F.

El PIC-21102 reajusta el PIC-21103 únicamente cuando la apertura en la PV-21102 es mayor que la especificada (normalmente es de total apertura).



Pero si no hay acumulación de incondensables en el sistema del domo durante la operación, únicamente la PV-21102 está actuando para controlar la presión en el domo de la DA-201.

La PV-21103 está normalmente bajo el control del PIC-21103 y permanece en posición cerrada hasta que los controladores de ajuste satisfagan lo siguiente: El PIC-21103 es mayor que la diferencia de PIC-21102 menos PDIC-21110.

El N-Butano que sale de la parte inferior de la DA-201 es extraído mediante la bomba GA-203A/B y es enfriado a través del EA-203 y enviado hacia las esferas de almacenamiento TE-409-410, bajo el control de flujo FIC-21126.

El Controlador de nivel de líquido LIC-21101 del fondo de la DA-201 esta en cascada con el FIC-21126.

El isobutano que está almacenado en la esfera FA-203 se envía a Salina Cruz por medio de la bomba de transferencia GA-206A/B.

Un juego de analizador de corriente en línea (Cromatógrafo de Gas AR-21101) es suministrado para análisis de las corrientes de isobutano y n-butano.

El programa de muestreos entre estas corrientes es controlado por tiempo.



2.2.5. DESCRIPCIÓN DE PROCESO DE LA FRACCIONADORA DE PROPANO-PROPILENO

La corriente de propano-propileno sale del acumulador GV-9 de reflujo de la depropanizadora GV-8 y se envía a control de nivel del acumulador por la válvula LV-78 a la columna de secado por medio de la bomba GP-8. Actualmente la columna de secado solo se emplea como acumulador y el propano-propileno que se acumula sale por el fondo al enfriador GE-16 y se envía a control de nivel del secador por medio de la válvula LV-80 al acumulador de carga FA-902.

El propano-propileno del acumulador de carga FA-902 se envía a la torre DA-901 fraccionadora de propileno por medio de la bomba GA-902/S a control de flujo. La función de la fraccionadora es separar el propano y el propileno y para ello cuenta con 123 platos, el rehevador EA-902 que calienta el fondo de la fraccionadora con vapor de baja presión.

Los vapores de propileno salen por el domo de la fraccionadora DA-901, a través de la línea 14"-P-904-B2A y se condensan en los EA-901A/B/C/D/E, el condensado se recibe en el tanque FA-901. El propileno del tanque FA-901 es enviado a través de la bomba GA-901/S como reflujo a la torre fraccionadora por medio de la válvula FV-904 a control de flujo y la otra parte a almacenamiento por medio de la válvula FV-905 a control de cascada de nivel del tanque FA-901 y del flujo de propileno.

El propano que se extrae por el fondo de la fraccionadora es enfriado previamente en EA-903 y es enviado a almacenamiento a control de nivel de la fraccionadora por medio de la válvula LV-902.



2.2.6. DESCRIPCIÓN DE PROCESO DE LA PLANTA REFORMADORA DE NAFTA PESADA No. 2 (U-500)

Se ubica en el área No. 5, cuál tiene una capacidad de 20,000 B/D y entró en operación en 1981.

La planta realiza un proceso de reformación catalítica, que emplea un catalizador selectivo para convertir, en presencia de hidrógeno, naftas o gasolinas de cadena abierta, en componentes de alto octano.

En esta unidad de proceso se emplean una serie de cámaras de reacción catalítica que utilizan camas móviles (que pueden ser de lecho fijo) de catalizador, una sección de estabilización y los circuitos de intercambio de calor para aprovechar el calor de los productos de la reacción. Se usan calentadores para completar los requerimientos adicionales de calor.

Los catalizadores de reformado de uso general, hoy en día contienen platino soportado sobre una base de sílice o de aluminio-sílice. En muchos casos el renio se combina con el platino para formar un catalizador más estable, que permite operar a presiones más bajas. El platino está ideado para utilizarlo como zona catalítica para las reacciones de hidrogenación y deshidrogenación, y la alúmina clorada proporciona una zona ácida para las reacciones de isomerización, ciclización y craqueo con hidrógeno. Para regenerar el catalizador parcialmente gastado de los reactores, puede operarse en combinación con esta planta, una unidad de regeneración de catalizador.

En la sección de reacción la carga se mezcla con una corriente de gas de recirculación rico en hidrógeno, se calienta en los cambiadores y en los calentadores y se carga a los reactores, en los cuales se mejora el número de octano de la nafta o gasolina.

Las cuatro principales reacciones que ocurren durante el reformado son:

- * Deshidrogenación de naftenos a aromáticos.
- * Deshidrociclización de parafinas a aromáticos.
- * Isomerización.
- * Craqueo con hidrógeno.



La unidad tiene calentadores entre cada uno de los reactores para suministrar el calor que necesitan las reacciones. Después del intercambio de calor el efluente que proviene del último reactor se enfría y entra al separador de baja presión donde se separa la corriente líquida de la corriente gaseosa rica en hidrógeno. La corriente gaseosa después de pasar a través del compresor de gas de recirculación, se combina con el líquido bombeado desde el separador de baja presión. Esta corriente combinada de gas y de hidrocarburos se enfría antes de entrar al separador de productos. En el separador de productos el gas rico en hidrógeno se separa de los hidrocarburos condensados (líquidos).

La mayor parte de la corriente del gas se recircula a los reactores con la extracción de una pequeña corriente de gas para mantener la presión del sistema. La corriente líquida sirve de carga al estabilizador. La alimentación a la unidad tiene previo tratamiento en una sección de secado de nafta. Aún cuando los venenos del catalizador se van a tratar deben mencionarse que el ácido sulfhídrico, oxígeno, agua ó amoníaco en grandes cantidades no son deseables. También las sales metálicas ó sólidos disueltos del tipo cáusticos pueden ser dañinos. Si la carga se encuentra dentro de la especificación en su rango de ebullición y contaminantes no se necesita ninguna otra preparación especial



2.2.7. DESCRIPCIÓN DE PROCESO DEL MANEJO DE PRODUCTO EN EL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP.

En el área de almacenamiento de gas LP se encuentran los siguientes productos: mezcla de butanos (butano, butileno, Isobutano), propileno, propano e isopentano, que llegan de las áreas operativas de la Refinería y de los Complejos Petroquímicos Cangrejera y Morelos (CPC y CPM), principalmente a su vez estos productos son enviados a ventas a Salina Cruz, a planta desisobutanizadora y a LPG-Ducto.

El área de almacenamiento de gas LP abarca un total de 27 tanques esféricos, que se encuentran ubicados en cinco islas distintas, además de 16 bombas con sus respectivos relevos ubicadas en tres casas de bombas. La siguiente tabla muestra el movimiento de producto de cada zona.

Tabla 6. Movimiento de LPG.

Zona	Tanque	Sustancia que almacena	Capacidad Bls	Presión de diseño kg/cm ²	Origen	Destino
1	FA-202	Butano	20,000	15	Área 2 (DIC4, CPC y CPM)	LPG-Ducto
	FA-203	Isobutano	15,000	15	Área 2 (DIC4), Área 4	Salina Cruz
	TE-405	Mezcla de butanos y propano	15,000	15	Área 2 (DIC4), Área 3, Área 4 (FCC) y Área 5 (U-600)	LPG-Ducto, Ventas y Deiso butanizadora
	TE-406					
	TE-407					
	TE-408					
	TE-409					
TE-410						
2	TE-1	Butano/ Butileno	5,000		Área 4 (FCC)	TE-405 a 410 y Ventas
	TE-2					
	TE-3					
	TE-1101A	Isobutano	5,000		Área 2 (DIC4), Fraccionadora de C ₄ 's y Área 4 (FCC)	FA-203 y Ventas
	TE-1101B					



Continuación.

Zona	Tanque	Sustancia que almacena	Capacidad Bls	Presión de diseño kg/cm ²	Origen	Destino
3	TE-110	Butanos	12,000	6	Área 1, Área 2, Área 3 y Área 5	TE-405 a 410 y Ventas
	TE-111					
	TE-112					
	TE-113					
4	TE-300	Mezcla de butanos	12,000		CPC y CPM	Área 2
	TE-301					
	TE-302					
	TE-303					
5	TE-304	Fuera de operación	20,000			
	TE-305					
	TE-306					
	TE-304					
	TE-401	Isomerizado	15,000		CPC	A ventas
	TE-402	propileno			Área 4 (splitter C ₃ /C ₃ ⁼)	

En algunas esferas como FA-202, 203, TE-1, 2, 3, 401, 402, 405, 406, 407, 408, 409, 1101A y B cuentan con un sistema oleodinámico el cual tienen la capacidad de cerrar las válvulas vickers ubicadas en cada tanque de almacenamiento en un caso de emergencia.

También cuentan con un sistema de contra incendio en los tanques esféricos y las bombas, este puede ser activado automáticamente o manualmente.

Por cada tanque esférico se cuenta con un sistema de aspersores, en el caso particular de la esfera TE-405, cuenta con cuatro anillos, uno superior formado por 18 aspersores, dos intermedios uno de 25 y otro de 24 aspersores y uno inferior; la FA-202 y TE-406 cuenta con tres anillos, uno superior, uno intermedio y uno inferior; los esféricos FA-203, TE-407, 408, 409 y 410 cuentan con dos anillos, uno inferior y uno intermedio, todos los demás esféricos cuentan con un anillo intermedio con 25 aspersores, además de que cada tanque esférico (TE) cuenta con un gorro japonés ubicado en la parte superior de cada esfera.



2.2.8. DESCRIPCIÓN DE TANQUE TV-110.

Tanque de almacenamiento de Crudo, con capacidad de 200000 BLS la corriente que alimentan a este tanque provienen de la mezcla procedente de Mina- Salina Cruz.

La línea de recibo es de 14" ϕ y la línea de succión es de 16" ϕ

El tanque cuenta con una cúpula de tipo flotante sin membrana interna, sin embargo la requiere para evitar la fuga de hidrocarburos ligeros; tiene una altura total de 15.2m y una altura operacional de 12.5m. El tanque opera a una temperatura de 50°C y a presión atmosférica, cuenta con alarmas por alto nivel, e indicador de nivel remoto; tiene válvulas de venteo y tiene anillo de enfriamiento

El tanque no cuenta con drenaje pluvial, ni aceitoso.

El tanque inició su operación el 1 de Enero de 1979, su última reparación fue 01-01-1995 y tiene una reparación programada en el 2007



2.2.9. DESCRIPCIÓN DE TANQUE TV-205

Tanque de preparación de gasolina PEMEX Magna, con capacidad de 100,000 BLS las corrientes que alimentan a este tanque provienen de las siguientes plantas: FCC, U-200, Reformadora de Nafta Pesada 2 (U-500), Polimerización, BTX, y también llega una mezcla de Cangrejera, esta mezcla esta compuesta por:

	BPD
Isomerizado	9233
Hidrocarburos de alto octano	8393
Gasolina de pirólisis	617
Pentanos	321

Para cumplir con las especificaciones de la gasolina.

El tanque cuenta con cúpula de tipo flotante y sin membrana interna, esta es importante ya que evita la fuga de hidrocarburos ligeros.

Cuenta con drenaje pluvial y aceitoso

El tanque inicio su operación el 1 de Enero de 1980, su última reparación fue 01 de enero de 1998, y tiene una reparación programada en el 2006



2.2.10. DESCRIPCIÓN DE PROCESO DEL SERVICIO AUXILIAR DEL SISTEMA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO POR RECIRCULACIÓN (TORRE DE ENFRIAMIENTO)

La torre EF-601 tiene una capacidad de 60,000 GPM marca "Fluor Cooling Tower", consta de 12 ventiladores tipo tiro inducido y contracorriente. El agua caliente procede de las siguientes Plantas de Proceso: preparadora de carga 1, primaria 1, polimerización, ciclohexano y de tres cambiadores de la primaria 2, retorna a la parte superior de la torre, en donde se distribuye a través de una red de tuberías con esparcidores y cae entre plataformas con enrejados de madera o plástico que dividen el agua en finas partículas; lográndose que una gran superficie del agua caliente quede expuesta a la corriente de aire que hace circular los ventiladores de tiro inducido.

El agua se evapora, este cambio de fase de líquido a gas descarga calor a la atmósfera en vez de hacerlo a una corriente, el agua que se evapora disipa alrededor de 1000 Btus por libra de agua convertida en vapor. Cuando se usa la evaporación en el proceso de enfriamiento esta puede disipar de 50 a 100 veces más calor al ambiente por unidad de agua que un sistema no evaporativo. La cantidad de evaporación que puede tener lugar en una torre esta limitada por la humedad relativa de aire.

Es decir una parte del agua se evapora en contacto con el aire, éste se humedece con el vapor producido y el resto del agua se enfría y se colecta en la pileta de la propia torre, la cual por bombeo se vuelve a utilizar en las plantas de proceso. El agua que se pierde se repone con agua procedente de los ríos Huazuntlan y Uxpanapa.



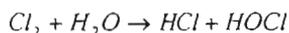
El agua de enfriamiento recibe un tratamiento químico.

Tabla 7. Tratamientos químicos al agua de enfriamiento. ⁽¹⁾

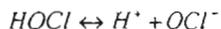
Tratamiento químico	Corrosión	Incrustación	Ensuciamiento	Microbios
Cromatos	x			
Zinc	x			
Molibdatos	x			
Silicatos	x			
Polifosfatos	x	x		
Esteres de poliol		x	x	
Fosfonatos		x	x	
Productos orgánicos naturales		x	x	
Poliacrilatos		x	x	
Biocidas no oxidantes			x	x
Cloro				x
Ozono				x

La torre cuenta con dos cilindros de cloro, uno en operación y otro de relevo, alimentando 181 kg/día, para eliminar el crecimiento de bacterias y algas.

El gas cloro reacciona con el agua y produce ácido clorhídrico y ácido hipocloroso



El ácido hipocloroso, HOCL, se descompone en el ion hipoclorito, ClO^- en proporciones que dependen del pH del agua.





2.3 ETAPAS DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESOS.

El Análisis de Riesgos de Procesos (ARP), es un estudio y evaluación de situaciones peligrosas, mediante el empleo de metodologías y técnicas de simulación, que permiten identificar las consecuencias que se derivan de dichas situaciones. Este análisis puede ser de naturaleza cualitativa o cuantitativa.⁽²⁾

Los objetivos del ARP es examinar de forma sistemática, los equipos, los sistemas y los procedimientos que regulan la manipulación de sustancias.

Cada una de estas técnicas es favorecida por diferentes circunstancias, pero todas tienen un formato similar. Las metodologías empleadas en los análisis de riesgos usualmente identifican cuatro elementos clave.

1. El origen del riesgo, la identificación de los incidentes que pudieran ocurrir.
 - * Estudio de riesgo y operabilidad. Hazard and Operability Analysis, (HAZOP)
 - * ¿Qué pasa si ...?, What if?
 - * Lista de verificación, Checklist
 - * Análisis de modos de fallas y efectos. Failure Modes and Effects Analysis, (FMEA)
2. Analizar la probabilidad de que el incidente ocurra.
 - * Análisis de árbol de fallas. Fault Tree Analysis (FTA)
3. Las consecuencias, impacto o efecto.
 - Análisis de consecuencias
 - * Dispersión
 - * Incendios
 - * Explosiones
 - * Toxicología
 - Cuantificación del riesgo.
4. Características para mitigar, controlar y salvaguardar



5. Recomendaciones

- * Toma de decisiones
- * Reducción del riesgos

Cuando se ha decidido la metodología a desarrollar se debe considerar lo siguiente; sin embargo estas consideraciones pueden variar grandemente de una situación a otra:

- * Extensión del riesgo es decir alto, medio o bajo.
- * Familiaridad con la planta o el proceso
- * Etapa de vida de la instalación es decir si la planta a la que se va hacer el estudio ya existe, se le planea hacer una modificación o apenas se va a diseñar.
- * Etapa del proceso si se encuentra en operación, diseño o arranque.
- * Tipo de equipo.
- * Tipo de proceso continuo o por lotes.



2.4 DESCRIPCIÓN DE LOS SOFTWARE PARA EL ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESOS.

Se pueden diferenciar dos tipos básicos de métodos de análisis de riesgos: inductivos y deductivos, dentro de la programación de los software: 1) Métodos inductivos y 2) Métodos deductivos.

Los métodos inductivos son utilizados para determinar qué fallas son probables de ocurrir en un sistema. Los métodos que clasifican dentro de este tipo son: Análisis Preliminar de Riesgo (PHA, Preliminary Hazard Analysis), Listas de Verificación (Check List), Estudio de Riesgos y Operabilidad (HAZOP, Hazard And Operability Analysis), Análisis de Árbol de Eventos, Análisis de Modos de Fallas y Efectos.

Los métodos deductivos, se aplican cuando el sistema o el equipo ha fallado realmente, o se ha generado un determinado incidente y se requiere determinar cómo se dan ese tipo de fallas en el sistema. Este método deductivo está representado principalmente por el Análisis de Árbol de Fallas, FTA (Fault Tree Analysis).

Los métodos deductivos se pueden aplicar en proyectos, considerando la simulación de incidentes o fallas en los procesos.

La elección del método que se empleará en una identificación de riesgos, dependerá del tipo de proyecto y de la fase en que se aplique, además de la experiencia del equipo de trabajo que desarrollará las tareas.

Una vez que el equipo de trabajo ha identificado los riesgos en el sistema en estudio, aplicando el método seleccionando, o la combinación de ellos, se deberán evaluar las consecuencias de los riesgos identificados, los cuales se pretende que no terminen en pérdidas y daños al proceso, medio ambiente y propiedades.

En la actualidad se han desarrollado diversos software para la identificación de peligros, frecuencia de eventos, y análisis de consecuencias. La compañía Det Norske Veritas desarrolló los software para la identificación de peligros (DNV-Pro) y Análisis de Consecuencias (PHAST Professional) y a su vez la compañía Relcon AB desarrolló el software para el Análisis de Árboles de Fallas Risk Spectrum.



2.4.1 DNV PRO

Este software es usado para Estudios de Riesgo y Operabilidad (HAZOP), Análisis de Modo de Falla y Efecto (FMEA), ¿Qué pasa si...?/Lista de verificación y Análisis Preliminar de Peligros (PHA).

2.4.1.1 METODOLOGÍA DE ANÁLISIS DE LISTA DE VERIFICACIÓN (CHECK LIST),

Esta lista hace uso de la experiencia acumulada por las organizaciones industriales, son elaboradas generalmente a través de los años por distintas personas, las cuales están basadas en evaluaciones estándares que ayudan a enfocar la atención sobre las situaciones riesgosas que puedan pasar desapercibidas.

La lista debe ser usada con el propósito de que nada quede sin revisar y es más efectiva si se incluye en ella una relación de preguntas que no puedan ser contestadas con un simple sí o no. Generalmente se usa como parte de otro método como puede ser una auditoría de seguridad, o un estudio de riesgos y operabilidad.

Limitaciones:

- * Se limita a la experiencia del autor.
- * Pueden llegar a omitirse preguntas importantes.
- * Tiene una aplicación tediosa.
- * Si se olvida algún punto, difícilmente se tendrá en cuenta.

Generalmente se aplica para la evaluación de equipos y el grado de detalle varía considerablemente por la atención sobre los aspectos que pueden haber pasado desapercibidos.

2.4.1.2 METODOLOGÍA DE ANÁLISIS ¿QUE PASA SI? (WHAT IF)

El análisis "¿Qué sucede si...?", es básicamente un procedimiento o método no estructurado que considera los resultados de eventos no contemplados que pueden causar un resultado indeseable, este método usa preguntas que empiezan con "¿Qué sucede si...?"

El propósito principal es la identificación completa de los problemas y riesgos en el diseño u operación que puedan causar accidentes, así como la determinación de los métodos para resolver dichos problemas. Es aplicable a las fases de diseño, modificación u operación de los servicios en una planta de proceso; se usa frecuentemente para las modificaciones de la planta o en el mantenimiento de procedimientos no rutinarios. Este método es usado ampliamente en la industria farmacéutica.

El método arroja como resultado una lista de las áreas de mayor problemática que pueden bajo ciertas circunstancias, provocar accidentes y se pueden establecer posibles métodos para prevenir o mitigar los accidentes. Para aplicar dicho método es necesario contar con los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's), Diagramas de Tuberías e Instrumentación (DTI's) y procedimientos de operación, además para asegurar la efectividad y la calidad del estudio, el equipo de revisión debe incluir miembros que tengan conocimiento y experiencia en los procesos y en áreas, tales como: seguridad eléctrica, protección contra fuego y seguridad personal.

Este método también se usa en combinación con una Lista de Verificación (WHAT IF/CHECKLIST ANALYSIS) que se enfoca a los tipos y fuentes de peligro asociadas con el proceso que usualmente ayudan a asegurar un análisis más completo.

El reporte de un análisis "¿Qué sucede si...?", es una serie de formas que incluyen las preguntas, las consecuencias de daños y las recomendaciones pertinentes, como se muestra en la siguiente figura. ¹

Figura 1. Formato típico para un análisis WHAT IF? ⁽²⁾

Área:		Día de junta:	
Numero de diagrama:		Miembros del equipo:	
What if?	Consecuencia/Peligro	Sistema de protección	Recomendaciones



2.4.1.3 METODOLOGÍA DE ANÁLISIS DE MODOS DE FALLAS Y EFECTOS (FMEA)

El análisis de modos de fallas y efectos examina los modos de fallas de los equipos y sus efectos sobre el sistema. Los modos de fallas son las formas en las cuales el equipo falla, por ejemplo: falla al abrir, cerrar, arrancar o parar.

De acuerdo a IEEE Std.352 los objetivos de Análisis de modo de efectos y fallas son:

- * Ayuda en la selección de alternativas de diseño con alta confiabilidad y alto potencial de seguridad durante la fase de diseño.
- * Asegurar que todos los modos de fallas concebibles y sus efectos en los éxitos operacionales del sistema han sido considerados.
- * Lista de las fallas potenciales e identificar la magnitud de sus efectos.
- * Desarrollo de un criterio y el reconocimiento de los sistemas.
- * Dar las bases para los análisis cuantitativos de confiabilidad y disponibilidad.

El análisis de FMEA es principalmente usado en las siguientes situaciones:

- * En equipos mecánicos tales como bombas y compresores que tienen un historial de fallas en los componentes.
- * En sistemas de los cuales existen pocos dibujos o detalles pero donde sus componentes individuales son fácilmente identificables.

Esta metodología divide el sistema en componentes y subcomponentes, postula el modo de falla del componente o subcomponente, crea una lista de efectos que ocasionaria este modo de falla y a su vez crea otra lista de las capas de protección y controles con las que cuenta para mitigar o prevenir tales efectos, finalmente da las recomendaciones pertinentes.

2.4.1.4 METODOLOGÍA DE ANÁLISIS PRELIMINAR DE RIESGOS (PHA)

El análisis preliminar de riesgos determina los peligros potenciales durante el diseño conceptual y desarrollo de fabricación de la instalación. Esta metodología alerta a los diseñadores de la planta de los peligros, así que ellos pueden reducir económicamente estos detalles.



Durante el desarrollo de la metodología los miembros del equipo localizan los peligros potenciales de los principales sistemas, de los cuales pueden incluir las siguientes consideraciones:

- * Materiales peligrosos como: materias primas, productos finales o intermedios, subproductos y catalizadores.
- * Equipos de proceso o paquetes de unidades.
- * Localización de la planta.
- * Factores externos, influencia del medio ambiente.
- * Protecciones a la seguridad y a emergencias.
- * Ambiente operacional.
- * Sistemas administrativos.

Esta técnica requiere de poco tiempo y es de gran utilidad cuando la información es limitada o no disponible, sin embargo no detalla lo suficiente los riesgos evaluados.

2.4.1.5 METODOLOGÍA DE ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)

Es una técnica que se desarrolló para identificar y evaluar los riesgos en un proceso y para identificar los problemas de operabilidad.

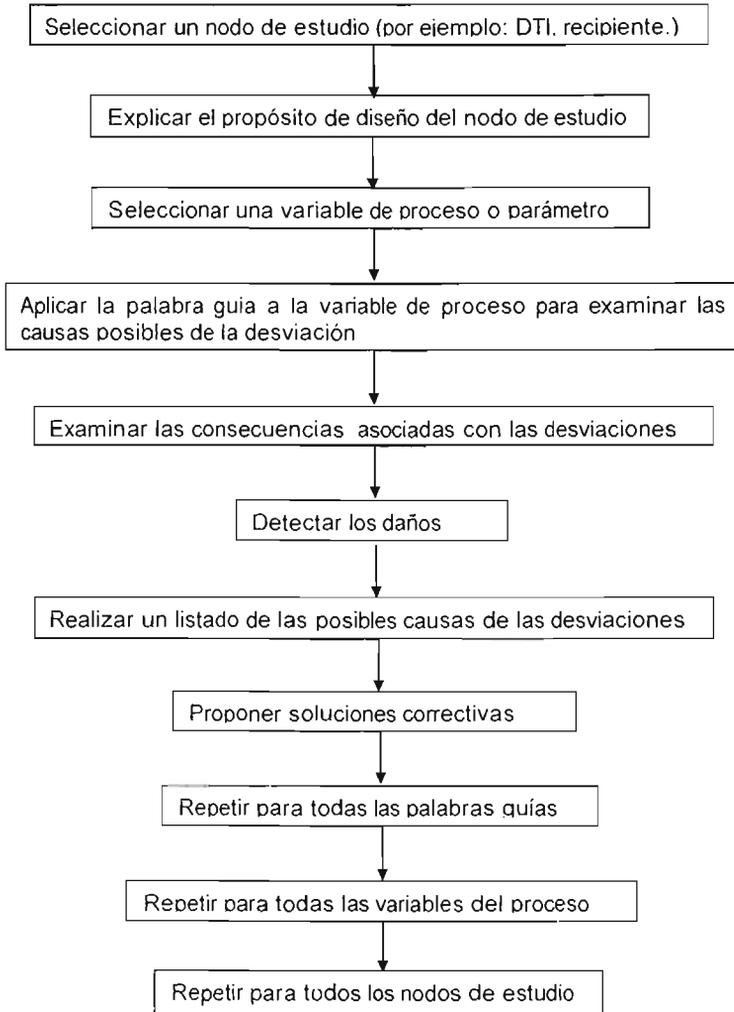
El objetivo de esta técnica consiste en analizar sistemáticamente las causas de las desviaciones de las variables de proceso, planteadas a través de unas "palabras guías" las cuales son aplicadas en puntos específicos de la planta denominados "nodos de estudio." ⁽²⁾

Documentos requeridos:

- * Diagramas de Tuberías e Instrumentación (DTI) actualizados de la planta.
- * Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) actualizados de la planta.
- * Hojas de Datos de todo el equipo.
- * Curvas de datos de las bombas, compresores y turbinas de vapor.
- * Procedimientos de Arranque, Paro y Operación Normal.



Figura 2. Metodología de un análisis HAZOP ⁽³⁾





2.4.2 HERRAMIENTAS DE SOFTWARE PARA ANÁLISIS DE PELIGROS DE PROCESOS (PROCESS HAZARD ANALYSIS SOFTWARE TOOL, PHAST)

El programa PHAST está diseñado para: 1) Estimar la magnitud de consecuencias, 2) Revisar la ubicación, distribución y diseño, 3) Determinar posibles modificaciones, 4) Preparar planes de contingencia, 5) Promover la conciencia con relación a seguridad, y 6) Comenzar un estudio de Análisis Cuantitativo de Riesgos.⁽⁴⁾

Los errores humanos, las fallas en los sistemas de seguridad así como la corrosión y el desgaste de las líneas y de los equipos de proceso son algunas de las causas que provocan un accidente. El material liberado puede formar una nube tóxica, inflamable y/o explosiva. Esta nube puede generar diversas consecuencias, tales como daños al equipo, a la salud del personal, pérdidas humanas o económicas. Por lo tanto, para determinar la magnitud de las consecuencias es importante simular y cuantificar el material liberado a través de los siguientes modelos:

- * Modelo de descarga o emisión.
- * Modelo de dispersión
- * Modelo de explosión y fuego.

Los modelos se ejecutan en sucesión. Primero el **modelo de descarga** (material liberado del almacenamiento), después el **modelo de dispersión** (formación de nube) y finalmente, efectos riesgosos **modelo de explosión y fuego**.⁽⁴⁾

2.4.2.1 MODELOS DE DESCARGA DE SUSTANCIAS PELIGROSAS.

Los modelos de emisión predicen el flujo másico y el estado físico del material cuando es liberado a la atmósfera. Los modelos son de amplio alcance y cubren un gran intervalo de escenarios. Estos modelos toman en cuenta: tipo de flujo si es un líquido, un gas o si se trata de dos fases, también si son materiales puros o mezclas y si la emisión es dentro de edificaciones o en lugar abierto. Para efectuar la simulación en el software PHAST es necesario conocer temperatura, presión y concentración.

Los fundamentos de los modelos de emisión se basan en ecuaciones empíricas que representan el proceso físico-químico que ocurre durante la liberación del material.



ECUACIÓN DE DESCARGA DE UN GAS

Esta descarga puede tener diferentes orígenes, de un orificio de algún recipiente, de una tubería o de alguna válvula de relevo. La mayoría de las descargas de gas inicialmente son flujo de tipo sónico. Existen dos tipos de régimen de flujo correspondiente a flujo sónico para altas caídas de presión y flujo subsónico para bajas caídas de presión. La transición ente los dos régimen ocurre en la relación de presión crítica del flujo r_{crit} , la cual está relacionada con la capacidad calorífica γ .^(5, 6, 7)

$$r_{crit} = \left(\frac{p}{p_a} \right)_{crit} = \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (1)$$

Donde p es la presión absoluta de almacenamiento (lb_f/ft^2), p_a es la presión absoluta atmosférica (lb_f/ft^2) y γ es la relación entre los calores específicos (C_p/C_v).

Los valores típicos de γ están en una rango de 1.1 a 1.67 (para el aire $\gamma=1.4$), los cuales dan valores de r_{crit} de 1.71 a 2.05. El flujo de gas a través de un orificio esta dado por:

$$G_v = C_d \frac{Ap}{a_o} \psi \quad (2)$$

$$a_o = \left(\frac{\gamma g_c RT}{M} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3)$$

Donde G_v velocidad de descarga del gas (lb_m/s), M peso molecular del gas ($\text{lb}_m/\text{lb}_{mol}$), R constante universal de los gases $1545 \text{ (ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}_{mol}\cdot\text{R)}$, T temperatura absoluta (R), A área (ft^2), C_d coeficiente de descarga adimensional $C_d \leq 1$, a_o velocidad sónica del gas y g_c constante gravitacional $32.2 \text{ lb}_m\text{-ft}/\text{lb}_s^2$.

Usando ψ el factor de flujo adimensional, el cual es independiente al régimen de flujo, para flujo sónico:

$$\psi = \gamma \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{(\gamma + 1)/2(\gamma - 1)} \quad (4)$$

Y para flujo subsónico:



$$\psi = \left\{ \frac{2\gamma^2}{\gamma-1} \left(\frac{p_a}{p} \right)^{\frac{2}{\gamma}} \left[1 - \left(\frac{p_a}{p} \right)^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} \right] \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (5)$$

La ecuación que modela la descarga el flujo de gas en régimen sónico está dado por:

$$G_v = C_d A p \sqrt{\frac{\gamma g_c M}{RT} \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{(\gamma+1)}{\gamma}}} \quad (6)$$

La ecuación que modela la descarga el flujo de gas en régimen subsónico está dado por:

$$G_v = C_d A p \sqrt{\frac{2 g_c M}{RT} \frac{\gamma}{\gamma-1} \left[\left(\frac{p_a}{p} \right)^{\frac{2}{\gamma}} - \left(\frac{p_a}{p} \right)^{\frac{(\gamma+1)}{\gamma}} \right]} \quad (7)$$

ECUACIÓN DE DESCARGA DE UN LÍQUIDO

La descarga de un líquido es descrito por Bernoulli y Torricelli y puede ser expresado como:

$$G_l = C_d A \rho \left(\frac{2 g_c (p - p_a)}{\rho} + 2gh \right)^{1/2} \quad (8)$$

Donde G_l es la velocidad de emisión de la masa de líquido (lb_m/s), ρ densidad del líquido (lb_m/ft^3), g aceleración de la gravedad (32.2 ft/s^2) y h altura del líquido por arriba del orificio (ft).

El coeficiente C_d , para descargas totalmente turbulentas de orificios pequeños es 0.6 - 0.64. Fauske (1985) sugiere un valor de 0.61. Sin embargo Crane Co. (1981) proporciona valores apropiados para distintos accesorios. ⁽⁵⁾

ECUACIÓN DE DESCARGA DE UN MATERIAL A DOS FASES

Cuando se libera a presión atmosférica cualquier líquido presurizado arriba de su punto de ebullición iniciará una evaporización y resultará un flujo a dos fases. La descarga de un líquido sub-enfriado o saturado se describe por:

$$G_{2p} = C_d \sqrt{G_{sub}^2 + \frac{G_{ERM}^2}{N}} \quad (9)$$



G_{2p} es el flux másico del flujo a dos fases ($\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$), G_{sub} es el flux másico sub-enfriado ($\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$). y G_{ERM} es el flux másico del líquido saturado ($\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$).

$$G_{sub} = C_d \sqrt{2\rho g_c (p_a - p_s)} \quad (10)$$

Para líquidos saturados, el equilibrio se alcanza cuando la descarga es a través de tuberías mayores a 0.1m de longitud, esta descarga esta dada por la siguiente ecuación.

$$G_{ERM} = \frac{h_{fg}}{v_{fg}} \sqrt{\frac{g_c}{T_c C_p}} \quad (11)$$

Para descargas a través de tuberías menores a 0.1m, la vaporización incrementa fuertemente con la disminución de la longitud. Este efecto de no equilibrio es estimado por el parámetro N el cual es adimensional.

$$N = \frac{(h_{fg})^2}{2\Delta P \rho (C_d)^2 (v_{fg})^2 T_c C_p} + \frac{L}{L_c} \quad \text{Para } 0 \leq L \leq L_e \quad (12)$$

$$\Delta P = p_a - p_c \quad (13)$$

Donde T_e temperatura de almacenamiento (K), p_s presión de saturación (N/m^2), p_a presión de almacenamiento (N/m^2), p_c presión de la corriente (N/m^2), ρ densidad del líquido (kg/m^3), h_{fg} calor de vaporización (J/kg), v_{fg} cambio en el volumen específico en la vaporización (m^3/kg), C_p capacidad calorífica ($\text{J}/\text{kg K}$), ΔP caída de la presión total, g_c constante gravitacional $1 \text{ kg m}/\text{N s}^2$, C_d coeficiente de descarga adimensional $C_d \leq 1$, L_e longitud crítica de la tubería (0.1m) y L longitud de la tubería (m)

Diferentes condiciones de descarga, causan diferentes tipos de nubes. PHAST automáticamente selecciona el modelo apropiado de acuerdo al comportamiento de la nube. Esta información es usada para predecir los efectos físicos de la nube.



2.4.2.2 MODELOS DE DISPERSIÓN.

Los resultados obtenidos en la etapa de emisión son usados durante la dispersión en conjunto con los datos meteorológicos.

Los modelos de dispersión se utilizan para predecir el área afectada (tamaño y forma de la nube), la distancia a la cual se alcanza una concentración de interés, ya que el grado de homogeneidad de una mezcla de aire-combustible determina en gran medida si podrá mantener un proceso de combustión detonativo. También se utiliza para estimar datos de concentración en función del tiempo a distancias dadas para evaluar efectos tóxicos en trabajadores y público en general.

Las clases de comportamiento de nubes de vapor y modos de liberación pueden ser definidos como:

Comportamiento de nubes:

- * Nube boyante neutral
- * Nube boyante positiva.

Duración de la fuga:

- * Instantánea (Puff)
- * Liberación continua (Pluma)

Los factores que afectan la dispersión de los gases son: estabilidad atmosférica, la velocidad del viento, efectos del terreno, la altura de la emisión por encima del nivel del piso, geometría de la fuga esto es desde un orificio, una línea o un equipo de proceso y material liberado.

MODELOS INSTANTÁNEOS (PUFF) Y MODELOS DE PLUMA (CONTINUOS) BOYANTE: NEUTRAL Y POSITIVA.

Comúnmente se usan dos modelos de dispersión de nubes de vapor: los modelos de emisión continua (pluma) y los modelos de emisión instantánea (Puff). El modelo de pluma describe la concentración en estado estable del material liberado de una fuente continua. El modelo instantáneo (Puff) describe la concentración temporal del material de una emisión en particular de una cantidad fija de material. Un ejemplo típico para un modelo tipo pluma es la emisión continua de gases de chimenea. Para un modelo instantáneo (Puff), un ejemplo es la liberación súbita de una cantidad fija de material debido a la ruptura de un recipiente de almacenamiento.



Considere una emisión instantánea de una masa fija de material, G^* en un espacio infinito de aire. El origen del sistema de coordenadas es la fuente. Considere que no hay reacción o difusión molecular, la concentración, C , del material liberado esta dada por la siguiente ecuación. ⁽⁸⁾

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (u_j C) = 0 \quad (14)$$

Donde u_j es la velocidad del aire y el subíndice j son todas las direcciones de las coordenadas x , y , z . Si la velocidad promedio del viento es sustituida en la ecuación anterior y esta se resuelve, se puede demostrar que el material se dispersa más rápidamente que lo predicho. Lo anterior se debe a la turbulencia en el campo de velocidad. Si se pudiese especificar la velocidad del viento exactamente con el tiempo y la posición, incluyendo los efectos de la turbulencia se podría predecir correctamente la concentración. Desafortunadamente no existen los modelos disponibles que describan adecuadamente la turbulencia. Por lo anterior se usa una aproximación.

$$\frac{\partial \langle C \rangle}{\partial t} + \langle u_j \rangle \frac{\partial \langle C \rangle}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(K_j \frac{\partial \langle C \rangle}{\partial x_j} \right) \quad (15)$$

El termino K_j es la difusividad por efecto del flujo turbulento. El problema con la ecuación anterior es que la difusividad varía con respecto a la posición, tiempo, velocidad del viento, condiciones atmosféricas, es decir se debe especificar todo lo anterior para que se tenga una solución. Sutton (1953) desarrolló la solución e introdujo a los coeficientes de dispersión σ_x , σ_y y σ_z , los cuales definió como la desviación estándar de la concentración en dirección a favor del viento, transversal y vertical (x , y , z), Los coeficientes de dispersión están en función de las condiciones atmosféricas y de la distancia a favor del viento desde la fuga.

Pasquill (1962) desarrolló los modelos de liberaciones continuas e instantáneas y Gifford a su vez desarrolló un conjunto de correlaciones para los coeficientes de dispersión basado en datos disponibles. El resultado de estos trabajos es el modelo mejor conocido por Pasquill-Gifford.

El sistema de coordenadas usado por los modelos de dispersión se muestra en la figura siguiente:

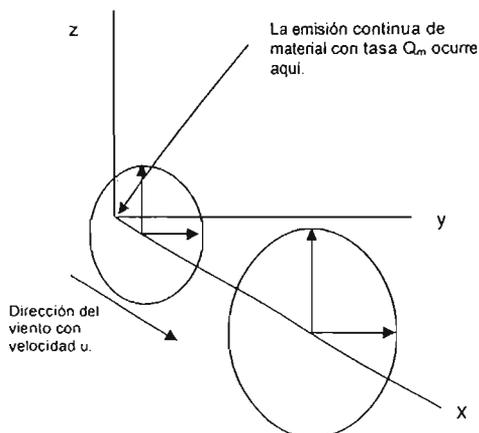


Figura 3. Emisión continua en estado estable con viento.⁽⁸⁾

El eje x es el centro de línea viento abajo del punto de emisión. El eje z es la elevación por encima del punto de emisión, el eje y es la distancia alejada del centro de la línea. Las coordenadas $(x, y, 0)$ representa el nivel del punto de liberación, y las coordenadas $(x, 0, 0)$ son el largo de la línea central o eje x .

MODELOS PASQUILL-GIFFORD

Estos modelos están basados en la ecuación de difusión gausseana, que describe la dispersión de un gas en dirección vertical y horizontal y para su aplicación es necesario establecer una concentración máxima permisible de exposición, lo cual permite estimar el área de evacuación en caso de una contingencia.

La difusividad por efecto del flujo turbulento cambia con la posición, tiempo, velocidad del viento y las condiciones meteorológicas. La difusividad por efecto del flujo turbulento es una aproximación usualmente teórica. Sutton resolvió esta dificultad proponiendo coeficientes de dispersión definidos de la siguiente manera.

$$\sigma_x^2 = \frac{1}{2} \langle C \rangle^2 \langle ut \rangle^{2-n} \quad (16)$$

Con relaciones similares para σ_y y σ_z . Los coeficientes de dispersión, σ_x , σ_y y σ_z , representan la desviación estándar de la concentración en la dirección del viento corriente abajo, dirección horizontal y dirección vertical, respectivamente. Son función de las condiciones atmosféricas y la distancia corriente debajo de la fuente de emisión. Las



condiciones atmosféricas se clasifican de acuerdo a seis clases de estabilidad atmosférica como se muestra en la tabla siguiente. La clase de estabilidad depende de la velocidad del viento y de la cantidad de luz solar.

Tabla 8. Condiciones meteorológicas que definen la clase de estabilidad de Pasquill-Gifford. ⁽⁵⁾

Velocidad superficial del viento (m/s)	Radiación solar durante el día.			Cobertura de nubes en la noche		A cualquier hora
	Fuerte	Moderada	ligera	Ligeramente nublado > 4/8 nubes bajas	≥3/8 niebla	Nublado espeso
<2	A	A-B	B	F	F	D
2-3	A-B	B	C	E	F	D
3-4	B	B-C	C	D	D	D
4-6	C	C-D	D	D	D	D
>6	C	D	D	D	D	D
A Condiciones extremadamente inestables. B Condiciones moderadamente inestables. C Condiciones ligeramente inestables.			D Condiciones neutras. E Condiciones estables. F Condiciones muy estables.			

En las siguientes tablas se dan las ecuaciones recomendadas para el cálculo de los coeficientes de dispersión para emisiones continuas en terreno urbano y rural.

Tabla 9. Coeficientes de dispersión continuas en terreno urbano y rural. ⁽⁵⁾

Estabilidades Pasquill-Gifford	σ_y (m)	σ_z (m)
	Condiciones rurales	
A	$0.22x(1+0.0001x)^{-1/2}$	$0.20x$
B	$0.16x(1+0.0001x)^{-1/2}$	$0.12x$
C	$0.11x(1+0.0001x)^{-1/2}$	$0.08x(1+0.0002x)^{-1/2}$
D	$0.08x(1+0.0001x)^{-1/2}$	$0.06x(1+0.00015x)^{-1/2}$
E	$0.06x(1+0.0001x)^{-1/2}$	$0.03x(1+0.0003x)^{-1/2}$
F	$0.04x(1+0.0001x)^{-1/2}$	$0.016x(1+0.0003x)^{-1/2}$
	Condiciones Urbanas	
A-B	$0.32x(1+0.0004x)^{-1/2}$	$0.24x(1+0.001x)^{-1/2}$
C	$0.22x(1+0.0004x)^{-1/2}$	$0.20x$
D	$0.16x(1+0.0004x)^{-1/2}$	$0.14x(1+0.0003x)^{-1/2}$
E-F	$0.11x(1+0.0004x)^{-1/2}$	$0.08x(1+0.0015x)^{-1/2}$



Tabla 10. Ecuaciones recomendadas para coeficientes de dispersión para emisiones instantáneas. (5)

Estabilidades Pasquill-Gifford	σ_y (m) o σ_x	σ_z (m)
A	$0.18x^{-0.92}$	$0.60x^{-0.75}$
B	$0.14x^{-0.92}$	$0.53x^{-0.73}$
C	$0.10x^{-0.92}$	$0.34x^{-0.71}$
D	$0.06x^{-0.92}$	$0.15x^{-0.70}$
E	$0.04x^{-0.92}$	$0.10x^{-0.65}$
F	$0.02x^{-0.89}$	$0.05x^{-0.61}$

El **modelo instantáneo (puff)**, depende de la cantidad de material total liberada, de las condiciones atmosféricas, la altura de la fuga sobre el terreno, y de la distancia de la fuga, para este caso Turner (1970) plantea la fórmula estándar de una dispersión en un punto elevado asumiendo que no hay reacción o absorción en el terreno:

$$\langle C \rangle(x, y, z, t) = \frac{G^*}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z} \exp\left\{-\frac{1}{2} \left[\left(\frac{y}{\sigma_y}\right)^2\right]\right\} \left[\exp\left[-\frac{1}{2} \left(\frac{z-H}{\sigma_z}\right)^2\right] + \exp\left[-\frac{1}{2} \left(\frac{z+H}{\sigma_z}\right)^2\right] \right] \quad (17)$$

Donde C es la concentración promedio a un tiempo (kg/m^3), G^* es la masa total liberada (kg), y es la dirección del viento transversal (m), z es la distancia por encima del terreno (m) y H es la altura de la fuga por arriba del terreno (m).

La fuga inicial ocurre a una altura H por arriba de el punto $(x, y, z) = (0, 0, 0)$, y el centro de la emisión se mueve en dirección del viento x , el cual es localizado a $x=ut$

Si el sistema de coordenadas se lleva al punto de la fuga la ecuación se convierte en:

$$\langle C \rangle(x, y, z, t) = \frac{G^*}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z} \exp\left\{-\frac{1}{2} \left[\left(\frac{x-ut}{\sigma_x}\right)^2\right]\right\} \quad (18)$$

Donde u es la velocidad del viento (m/s), t es el tiempo total desde la fuga (s) y $(x-ut)$ es el factor de anchura de la nube.

Otro requerimiento, es determinar los límites de frontera de la nube, la línea que conecta puntos de igual concentración alrededor de la frontera de la nube es llamada isopleta.



Para una concentración específica, $\langle C \rangle^*$, la isopleta a nivel del piso está determinada por la siguiente ecuación

$$y = \sigma_y \sqrt{2 \ln \frac{\langle C \rangle(x, 0, 0, t)}{\langle C \rangle(x, y, 0, t)}} \quad (19)$$

El procedimiento es:

1. Especificar $\langle C \rangle^*$, u y t .
2. Determinar las concentraciones, $\langle C \rangle(x, 0, 0, t)$, a lo largo del eje x usando la ecuación. 19. Definir la frontera de la nube a lo largo de este eje.
3. Fijar $\langle C \rangle(x, y, 0, t) = \langle C \rangle^*$, en la ecuación y determinar los valores de "y" para cada punto del centro de líneas determinado en el punto 2.
4. El procedimiento es repetitivo para cada valor de t requerido.

La solución del **modelo continuo (pluma)** depende de la proporción de liberación, de condiciones atmosféricas, de la altura de la fuga por arriba del terreno y de la distancia de la liberación. En este caso el viento se mueve a una velocidad constante u , en dirección x . La ecuación para la concentración promedio es:

$$\langle C \rangle(x, y, z) = \frac{G}{2\pi\sigma_y\sigma_z u} \exp\left\{-\frac{1}{2}\left[\left(\frac{y}{\sigma_y}\right)^2\right]\right\} \left[\exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{z-H}{\sigma_z}\right)^2\right] + \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{z+H}{\sigma_z}\right)^2\right] \right] \quad (20)$$

Donde $\langle C \rangle(x, y, z)$ es la concentración promedio (masa/volumen) y G es la proporción continua de liberación (masa/tiempo). Esta ecuación asume que no hay reacción o absorción en el terreno. Para fugas a nivel del piso, la máxima concentración ocurre en el punto de la fuga. Para calcular la máxima concentración se aplica la siguiente fórmula.

$$\sigma_z = \frac{H}{\sqrt{2}} \quad (21)$$

$$\langle C \rangle_{\max} = \frac{2G}{\pi u H^2} \left(\frac{\sigma_z}{\sigma_y} \right) \quad (22)$$

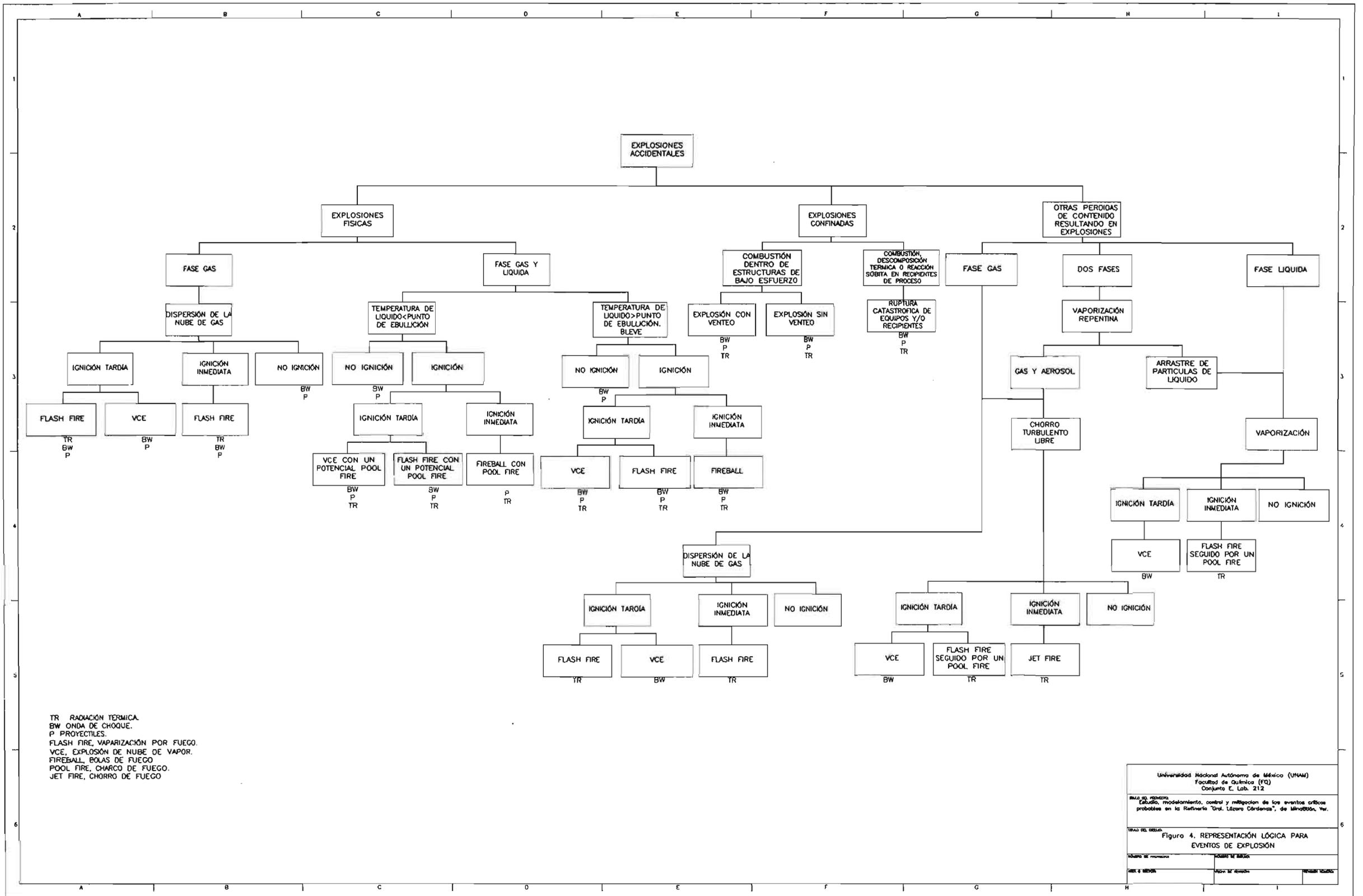


2.4.2.3 MODELOS DE EXPLOSIÓN Y FUEGO.

Modelos inflamables: Los materiales inflamables pueden causar varios efectos peligrosos. PHAST aplica cada modelo, cuando es apropiado, para cuantificar los efectos. Los modelos inflamables en PHAST incluyen:

- * Explosión de nube de vapor (Vapor Cloud Explosions, VCE)
- * Vaporización con fuego (Flash Fire).
- * Explosiones físicas.
- * Explosión de vapores en expansión de un líquido en ebullición (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion, BLEVE) y bolas de fuego (Fireball).
- * Explosiones confinadas.
- * Incendio de charcos (Pool Fire)
- * Chorro de fuego (Jet Fire)

Cada tipo de modelo de explosión y fuego puede ser modelado para obtener los efectos tales como: onda de choque, proyectiles y/o radiación térmica, en la figura 4, donde se muestra la representación lógica para eventos de explosión. ⁽⁵⁾



TR: RADIACION TERMICA.
 BW: ONDA DE CHOQUE.
 P: PROYECTILES.
 FLASH FIRE: VAPORIZACION POR FUEGO.
 VCE: EXPLOSION DE NUBE DE VAPOR.
 FIREBALL: BOLAS DE FUEGO.
 POOL FIRE: CHARCO DE FUEGO.
 JET FIRE: CHORRO DE FUEGO.

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

AREA DE INGENIERIA
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de los eventos críticos
 probables en la Refinería "Dr. Lázaro Cárdenas", de Minatitlán, Ver.

FIGURA 4. REPRESENTACION LÓGICA PARA
 EVENTOS DE EXPLOSION

ELABORADO POR: []
 REVISADO POR: []
 FECHA: []



EXPLOSIÓN DE NUBE DE VAPOR (VAPOR CLOUD EXPLOSIONS, VCE)

Si una gran cantidad de material volátil inflamable se libera rápidamente a la atmósfera debido a que ocurre una fuga de un tanque de almacenamiento, o cuando se transporta el material o de una tubería, se forma una nube de vapor la cual se dispersa y si la nube se incendia antes de que se diluya hasta por debajo de su límite inferior de explosividad (Lower Flammability Limit, LFL), entonces ocurre una explosión de nube de vapor (VCE) no confinada o una vaporización con fuego (Flash Fire). La principal consecuencia de un VCE es una **sobrepresión**, mientras que en Flash Fire es una llama y radiación térmica.

Existen cuatro características las cuales deben de presentarse en este orden para que pueda ocurrir la explosión de la nube de vapor.

1. El material liberado debe de ser inflamable.
2. La nube de vapor debe de tener el suficiente tamaño antes de que se presente la ignición. Igniciones retardadas de 1 a 5 minutos son más probables para generar una explosión de nube de vapor.
3. Una suficiente cantidad de material de la nube deberá estar dentro de los rangos de inflamabilidad para que cause la explosión.
4. En la ausencia de turbulencia (bajo condiciones de flujo laminar o cercanas al laminar), la velocidad de la flama para hidrocarburos esta en el orden de 5 a 30 m/s, esta velocidad es muy lenta para producir efectos de sobrepresión significativos, por lo que la nube de vapor únicamente se quemará en forma rápida (Flash Fire). Bajo condiciones extraordinarias, la detonación puede presentarse debido al efecto de la turbulencia. La turbulencia puede llevarse a cabo por dos mecanismos, debido a una violenta liberación del material a una alta presión o una ruptura del recipiente

El siguiente modelo de VCE es Quasi-teóricos-empíricos y está basado en investigaciones de accidentes.



MODELO EQUIVALENTE TNT.

Este modelo es fácil de usar y ha sido aplicado a muchos análisis de riesgos, el cual se basa en la suposición de una cantidad equivalente de material inflamable a una de trinitro-tolueno, TNT, fundamentado en el calor de combustión factorizado por un término de eficiencia de la explosión.

$$W = \frac{\eta M E_c}{E_{TNT}} \quad (23)$$

Donde **W** es la masa equivalente de TNT (kg o lb), η eficiencia empírica de la explosión (adimensional), rangos de 0.01 a 0.10, **M** masa del material inflamable liberado (kg o lb), E_c calor de combustión del gas inflamable (kJ/kg o Btu/lb) y E_{TNT} calor de combustión del TNT (4437-4765 kJ/kg o 1943-2049 Btu/lb).

Procedimiento para estimar la distancia a la cual se presenta la sobrepresión:

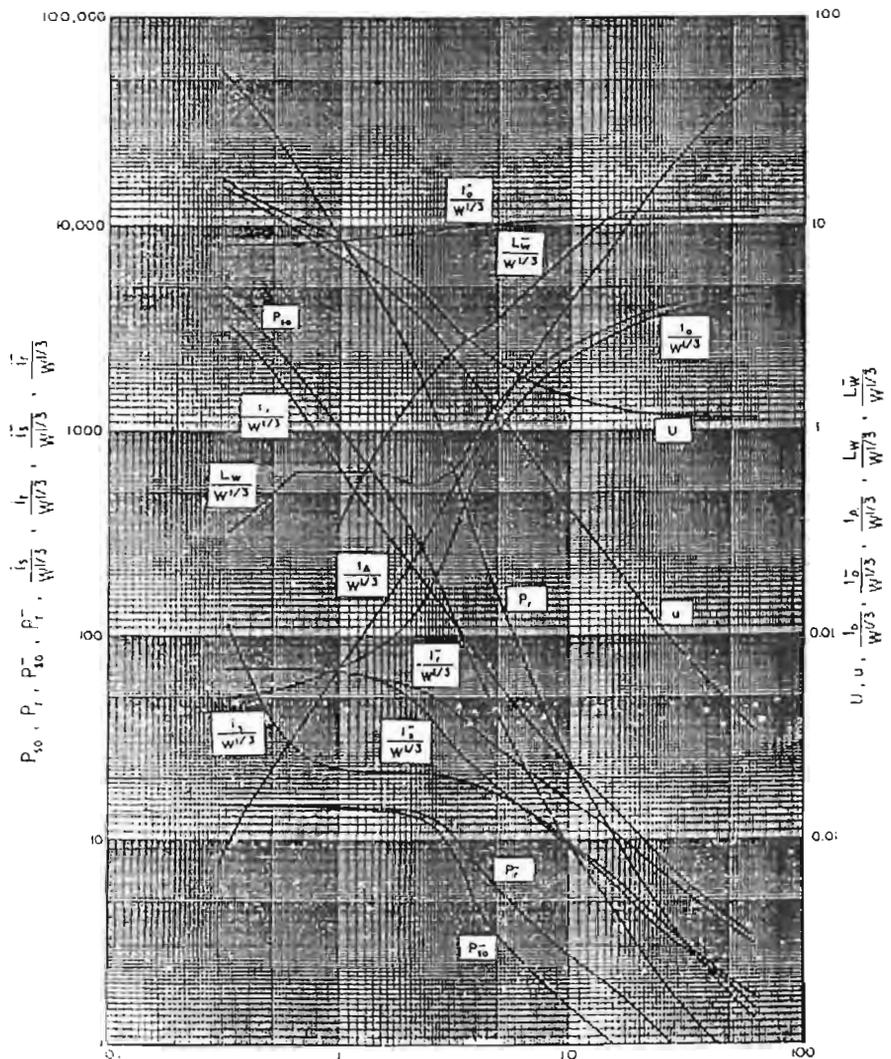
1. Estimar la masa del material inflamable liberado **M**.
2. Determinar el calor neto de combustión E_c para el material inflamable
3. Determinar un valor apropiado para el factor de eficiencia de la explosión (el **INE** marca un valor de 0.10).
4. Calcular la masa equivalente de TNT, **W**, con la formula 23.
5. Estimar la distancia escalada, Z_G para la distancia de interés R_G usando la figura de curvas de ondas de explosión y la curva de P_{SO} , figura 5.
6. Determine la distancia usando la siguiente formula:

$$R_G = Z_G W^{1/3} \quad (24)$$

Donde:

R_G es la distancia radial de la descarga (ft)

Z_G es la distancia escalada, (ft/lb^{1/3}).



Distancia escalada del terreno $Z_G = \frac{R_G}{W^{1/3}}$

Figura 5. Parámetros de onda de choque para explosiones TNT en superficies hemisféricas a nivel del mar. ⁽²⁾



VAPORIZACIÓN CON FUEGO (FLASH FIRE).

Una vaporización con fuego es una combustión no explosiva de una nube de vapor, resultado de una fuga de un material inflamable a la atmósfera, experimentos han demostrado que la nube de vapor sólo explota en áreas donde hay una combustión intensamente turbulenta. Los principales peligros de esta vaporización de fuego son la radiación térmica y el contacto directo de la flama.

Típicamente la zona ardiente es estimada por el modelo de dispersión y definiendo la zona ardiente por la $\frac{1}{2}$ del límite inferior de inflamabilidad (LFL), aun cuando la concentración de vapor podría estar por arriba del límite superior de inflamabilidad (UFL), la turbulencia induce a que el combustible se mezcle con el aire y se queme.

Para calcular los efectos de la radiación térmica es necesario conocer la temperatura de la flama, tamaño y la dinámica de la nube durante su propagación. La radiación térmica es determinada por el poder emisor de la flama, emisividad de la flama, factor de vista y el factor atmosférico. En los modelos de BLEVE, Fireball, Pool Fire, Jet Fire, se modela la radiación térmica.

EXPLOSIONES FÍSICAS (PHYSICAL EXPLOSIONS)

Si un recipiente que contiene un gas a presión se rompe, la energía almacenada se libera, esta puede producir una onda de choque y proyectiles de fragmentos del recipiente. Y si además el contenido es inflamable es posible que la ignición de este gas liberado resulte con consecuencias de efectos adicionales, como se muestra en la figura 4.

La explosión física esta relacionado con la ruptura catastrófica del recipiente, esta ruptura podría ocurrir por las siguientes razones:

- * Falla en el sistema de regulación de la presión y del sistema de desfogue (sobrepresurización física).
- * Reducción en el espesor del recipiente debido a la corrosión, erosión o ataque químico.



- * Reducción en la resistencia del recipiente debido al sobrecalentamiento, defectos del material con subsecuentes desarrollos de fracturas, ataque químico, golpes o fatiga del material inducida por la debilidad del recipiente.

Hay una cantidad de energía máxima que se libera en el estallido del recipiente, la cual es distribuida de la siguiente manera: Fragmentos de energía cinética, Energía en onda de choque y Energía pérdida por calentamiento del aire.

La siguiente expresión es usada para calcular la energía liberada, de un gas, que inicialmente tiene un volumen V , se expande en respuesta a la disminución de presión, desde la presión P_1 a la presión atmosférica P_0 . Brode (1959).

$$E = \frac{(P_1 - P_0)V}{\gamma - 1} \quad (25)$$

Donde E es la energía de la explosión, V es el volumen del recipiente y γ es la relación de la capacidad calorífica del gas en expansión (adimensional). Considerando que la expansión ocurre isotérmicamente y se aplica la ley de los Gases Ideales, se obtiene la siguiente ecuación.

$$W = \left(1.39 \times 10^{-6} \frac{\text{lb} - \text{mol lb} - \text{TNT}}{\text{ft}^3 \text{BTU}} \right) V \left(\frac{P_1}{P_0} \right) R_g T_0 \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \quad (26)$$

Donde W es la energía en lb TNT, V es el volumen de gas comprimido (ft^3), P_1 es la presión inicial del gas comprimido (psia), P_2 es la presión final del gas expandido (psia), P_0 es la presión atmosférica (14.7 psia), T_0 es la temperatura atmosférica (492°R), R_g es la constante de los gases (1.987 Btu/lb-mol-°R), 1.39×10^{-6} es el factor de conversión (este factor asume que 2000 Btu es igual a 1 lb de TNT)

La presión de explosión, P_b en la superficie de un recipiente a presión durante la explosión se estima con la siguiente expresión.

$$P_b = P_s \left[1 - \frac{3.5(\gamma - 1)(P_s - 1)}{\sqrt{\left(\frac{\gamma T}{M} \right) (1 + 5.9 P_s)}} \right]^{\frac{-2\gamma}{(\gamma - 1)}} \quad (27)$$



Donde P_s es la presión en la superficie del recipiente, (bar), P_b es la presión de estallido del recipiente (bar), γ es la relación de la capacidad calorífica del gas en expansión (C_p/C_v , adimensional), T es la temperatura absoluta del gas en expansión (K) y M es el peso molecular del gas en expansión (lb/lb_{mol}).

La ecuación anterior asume que la explosión ocurre en el aire a presión atmosférica a una temperatura de 25°C. Se requiere una solución de prueba y error dado que la ecuación no es explícita para P_s .

Conociendo la presión de estallido en la superficie, P_s , la distancia escalada Z_G se puede obtener de la figura 5, para los recipientes a presión que están al nivel del suelo, si los recipientes están elevados, es necesario usar una curva de TNT para la explosión de aire libre por lo tanto se deberá usar la figura 6. El valor de la distancia se calculará con la ecuación 24, donde W es calculada con 23.

A menos que la energía almacenada sea muy grande, el principal peligro de la ruptura catastrófica del recipiente lleno de gas no es el efecto de la onda de choque sino el efecto de los proyectiles.

PROYECTILES

Baker y Brown proporcionan formulas para la predicción de proyectiles, ellos consideran que los recipientes cilindricos y esféricos se fracturan en 2, 10 y 100 fragmentos. ^(9, 10)

La **primera parte** del cálculo involucra la estimación de una velocidad inicial. Una vez que los fragmentos son acelerados, volarán a través del aire hasta impactarse en otro objeto o caer en el suelo. La segunda parte del cálculo involucra la estimación de la distancia que el proyectil podría viajar.

Para esta predicción se requiere conocer la presión interna P , volumen interno V_0 , masa del contenedor M_C , relación de capacidades caloríficas del gas γ , y la temperatura absoluta del gas en la explosión T_0 .

Para determinar la velocidad inicial del fragmento u , se requiere calcular la presión escalada P^* y la velocidad escalada del fragmento u^* , las cuales están dadas por las siguientes expresiones:



$$P^* = \frac{144(P - P_0)V_0 g}{M_c \gamma R_m T_0} \quad (28)$$

$$u^* = \frac{u}{K \sqrt{\gamma R_m T_0}} \quad (29)$$

Donde P es la presión a la que explota el recipiente (psia), P_0 es atmosférica (14.7 psia), V_0 es el volumen del recipiente (ft^3), M_c es la masa del contenedor (lb_m), u es la velocidad inicial del fragmento (ft/s), K es el factor de ajuste de la velocidad escalada ver figura 7, γ es la relación de la capacidad calorífica del gas en expansión (C_p/C_v , adimensional), T_0 es la temperatura del gas (K), g constante gravitacional $32.2 \text{ lb}_m\text{-ft/lb}_r\text{-s}^2$, R_m constante ver tabla 11

Tabla 11 Valor de la constante R_m ⁽⁵⁾

Gas	$\gamma C_p/C_v$	$R_m \text{ ft}^2/\text{s}^2 \times 10^6$
Hidrógeno	1.4	24,650
Aire	1.4	1,716
Argón	1.67	1,244
Helio	1.67	12,420
Bióxido de carbono	1.225	1,130

Usando la figura 8 se podrá calcular la velocidad inicial del fragmento.

La **segunda parte** es determinar la distancia a la cual volarán los proyectiles, por simple física, es conocido que la trayectoria del objeto será en un ángulo de 45° , y esta distancia máxima esta dada por:

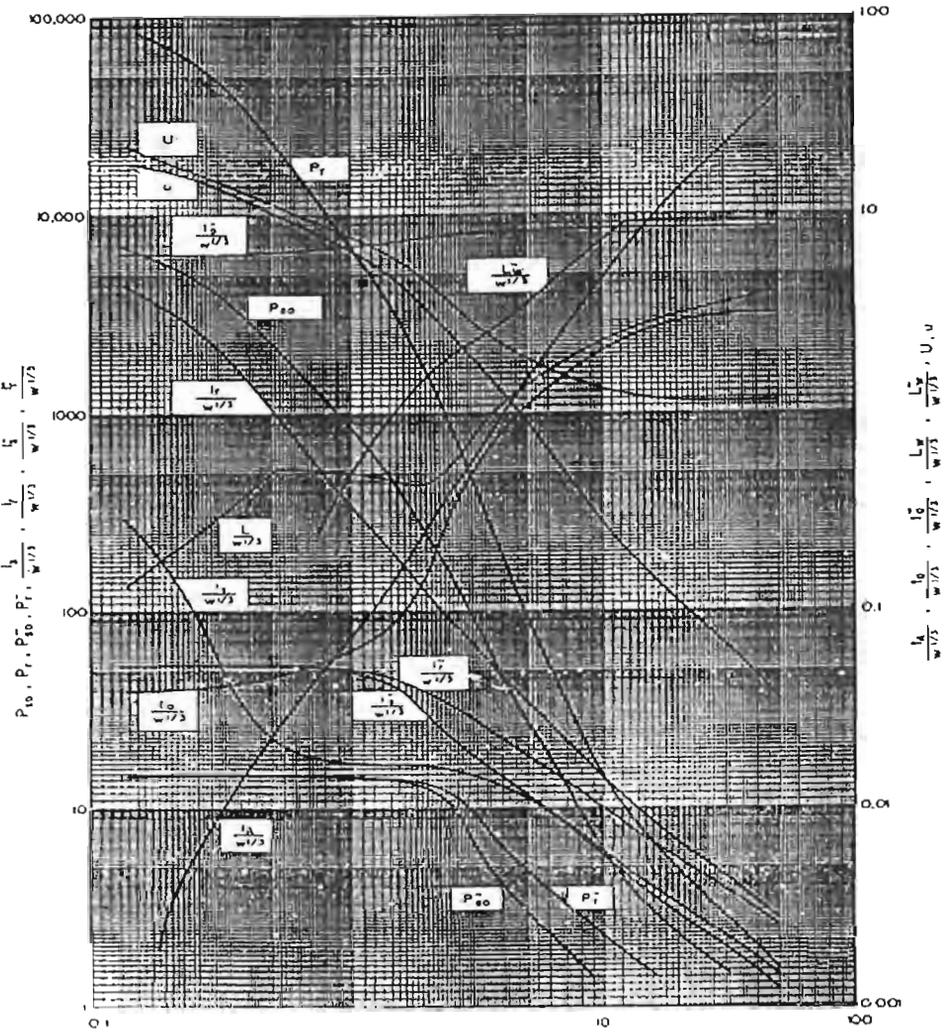
$$r_{\max} = \frac{u^2}{g} \quad (30)$$

Donde r_{\max} es la distancia máxima horizontal (ft), u es la velocidad inicial del fragmento (ft/s) y g es la aceleración de la gravedad 0.3048 ft/s^2

Kinney y Graham (1985) sugieren una formula simple para estimar la distancia segura de una explosión.

$$r = 120W^{\frac{1}{3}} \quad (31)$$

Donde r es la distancia en metros y W es la masa de TNT en kilogramos



Distancia escalada del terreno $Z_G = R_G / W^{1/3}$

Figura 6. Parámetros de onda de choque para explosiones TNT esféricas en el aire a nivel del mar. ⁽²⁾

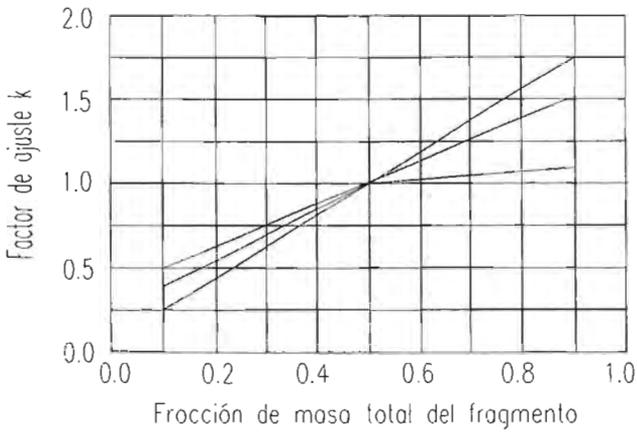


Figura 7. Factor de ajuste para fragmentos de distinta masa (Beker et al., 1983)⁽⁵⁾

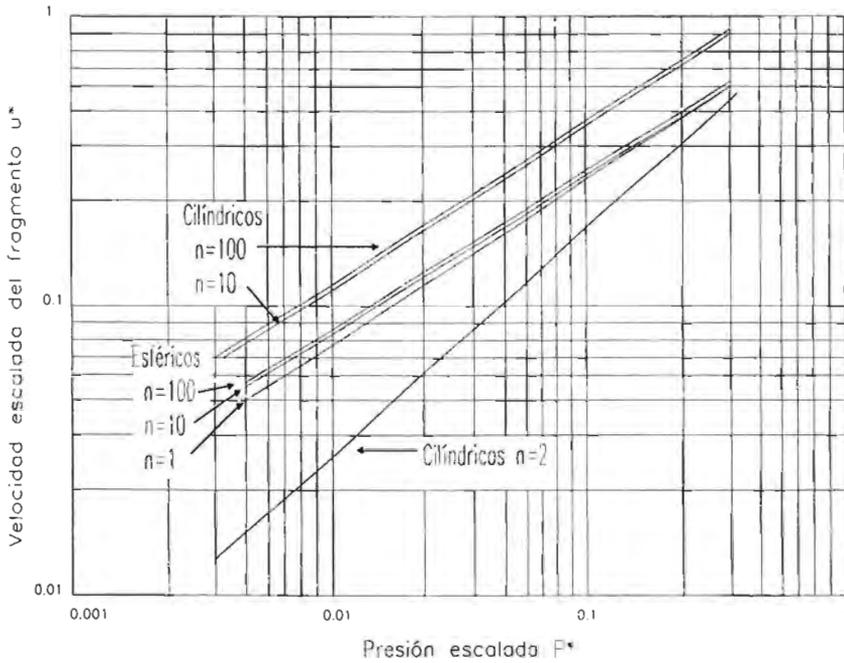


Figura 8. Velocidad escalada del fragmento vs. Presión escalada (Beker et al., 1983)⁽⁵⁾



EXPLOSIÓN DE VAPORES EN EXPANSIÓN DE UN LÍQUIDO EN EBULLICIÓN (BOILING LIQUID EXPANDING VAPOR EXPLOSION, BLEVE) Y BOLAS DE FUEGO (FIREBALL).

Este cálculo representa un caso muy específico de ruptura catastrófica del recipiente, la explosión de vapores en expansión de un líquido en ebullición ocurre cuando existe una repentina liberación del confinamiento de un líquido sobrecalentado a la atmósfera, frecuentemente la principal causa es calentamiento externo sobre el cuerpo del recipiente y por arriba del nivel del líquido, debilitando el contenedor y llevando a la repentina ruptura del recipiente. Una BLEVE puede ocurrir debido a cualquier mecanismo que resulte de la falla repentina del contenedor, incluyendo impacto con un objeto, corrosión, defectos de manufactura, sobrecalentamiento interno, etc.

La repentina falla del contenedor permite que el líquido sobrecalentado provoque un "flasheo" e incremente su volumen 200 veces. Esto es suficiente para generar ondas de presión y fragmentos. Y si además el líquido es inflamable también puede resultar bolas de fuego, las cuales son rápidamente formadas por la despresurización del recipiente.

En el cálculo de la BLEVE se determina la presión y los fragmentos (de materiales inflamables o no), y para materiales inflamables se predice la intensidad térmica de las bolas de fuego, diámetro y duración.

La predicción de los FRAGMENTOS es importante ya que muchas muertes y el efecto domino son atribuibles a los fragmentos.

Los fragmentos no son distribuidos uniformemente, la dirección axial del recipiente recibe mayor fragmentos que en otras direcciones, y el 80% de los fragmentos cae dentro de un rango de 300m.

El número total de fragmentos es aproximadamente una función del tamaño del recipiente. Holden and Reeves (1985), sugieren una correlación basada en 7 incidentes:

$$\text{Numero de fragmentos} = -3.77 + 0.0096(\text{capacidad del recipiente } [m^3]) \quad (32)$$

Con un rango de validación de: 700-2500 m³.



Las siguientes ecuaciones empíricas determinan el diámetro y duración de las bolas de fuego:

Diámetro máximo de las bolas de fuego en metros:

$$D_{MAX} = 5.8 M^{\frac{1}{3}} \quad (33)$$

Duración de la combustión de la bola de fuego en segundos:

$$t_{BLVE} = 0.45 M^{\frac{1}{3}} \text{ para } M < 30,000 \text{ kg} \quad (34)$$

$$t_{BLVE} = 2.6 M^{\frac{1}{6}} \text{ para } M > 30,000 \text{ kg} \quad (35)$$

Altura del centro de la bola de fuego en metros:

$$H_{BLVE} = 0.75 D_{MAX} \quad (36)$$

Donde **M** es la masa del líquido inflamable en kilogramos, estas formulas en particular no incluyen el volumen del oxígeno que se requiere para la combustión, esto por supuesto podría afectar en el tamaño de la bola de fuego.

Para determinar la radiación térmica de la bola de fuego, se requiere conocer cuatro parámetros: masa del combustible involucrado, diámetro, duración y poder emisivo térmico de la bola de fuego.

El flux de emisión de radiación de cualquier fuente esta representado por la ley de Stefan-Boltzmann. ⁽¹¹⁾

$$E_{MAX} = \sigma T_f^4 \quad (37)$$

Donde E_{MAX} es el flux máximo radiado (energía/área*tiempo), σ es la constante de Stefan-Boltzmann ($5.67 \times 10^{-11} \text{ kW/m}^2\text{K}^4 \approx 1.71 \times 10^{-9} \text{ BTU/h ft}^2\text{R}^4$) y T_f es la temperatura absoluta de la fuente de radiación.

Para calcular la radiación térmica usualmente se usa el flux emitido en la superficie E_s , Roberts (1981) y Hymes (1983) estiman el flujo de calor en la superficie basado en la fracción de radiación del calor total de la combustión.

$$E_s = \frac{RMH_c}{\pi D_{MAX}^2 t_{BLVE}} \quad (38)$$



Donde E_s es el flux emitido en la superficie (energía/área*tiempo), R es la fracción de la radiación del calor de combustión (adimensional) en el rango de 0.3 a 0.4, M es la masa de combustible involucrado (kg), H_c es el calor de combustión neto por unidad de masa (energía/kg), D_{MAX} es el diámetro máximo de las bolas de fuego (longitud), t_{BLEVE} es la duración de la combustión de la bola de fuego (tiempo).

La transmisividad atmosférica τ_a , es un factor adimensional importante que va de 0 a 1, debido a que la radiación es absorbida y dispersada por la atmósfera, y esto causa una reducción en la radiación emitida:

$$\tau_a = 2.02(P_w X_s)^{-0.09} \quad (39)$$

$$P_w = 1013.25(RH) \exp\left(14.4114 - \frac{5328}{T_a}\right) \quad (40)$$

P_w es la presión parcial del agua (Pascal, N/m²), X_s es la longitud de la trayectoria, distancia de la superficie de la flama al receptor (m), RH es la humedad relativa (porcentaje) y T_a es temperatura ambiente (K).

La radiación térmica emitida por una BLEVE, E_R , esta dada por la siguiente formula:

$$E_R = \tau_a E_s F_{21} \quad (41)$$

Como los efectos de una BLEVE están principalmente relacionado a lesiones humanas se considera el factor F_{21} , de vista geométrica de una esfera, este factor es adimensional y se encuentra entre la esfera y la superficie del blanco.

$$F_{21} = \frac{D^2}{4x^2} \quad (42)$$

Donde D es el diámetro de la esfera (m) y x es la distancia desde la esfera hasta el blanco o receptor. Una vez que se ha calculado la radiación emitida E_R , los efectos pueden ser determinados de la sección 2.4.2.4.

EXPLOSIONES CONFINADAS (CONFINED EXPLOSIONS).

Las explosiones confinadas incluyen deflagración u otra fuente de rápida reacción química, que se encuentran contenidas dentro de recipientes o construcciones.



Las reacciones de combustión, descomposiciones térmicas o reacciones no controladas (runaway reactions) dentro de quipos o tuberías de proceso de baja resistencia son las principales clases de explosiones confinadas.

En general la principal amenaza de las explosiones confinadas son la onda expansiva y proyectiles. La explosión de una mezcla inflamable en un recipiente de proceso o tubería puede ser una deflagración o una detonación. Una detonación es una forma mas violenta de la combustión en que la parte delantera de la flama esta ligada con una onda choque y se mueve a una velocidad más grande que la velocidad del sonido en un medio no reactivo. Las mezclas gas-aire que pueden detonar son hidrogeno, acetileno, etileno y oxido de etileno. Una deflagración es un proceso de combustión a baja velocidad, con velocidades menores a la velocidad del sonido en un medio no reactivo, pero puede experimentar una transición a la detonación, esta transición ocurre en tuberías, sin embargo es improbable que ocurra en recipientes de proceso.

DEFLAGRACIONES

Para mezclas de gases inflamables, Lees (1986) resume el trabajo de Zabetakis (1986), para estimar la máxima presión como un resultado en el cambio de número de moles y de temperatura. ⁽⁵⁾

$$\frac{P_{MAX}}{P_1} = \frac{n_2 T_2}{n_1 T_1} = \frac{M_1 T_2}{M_2 T_1} \quad (43)$$

Donde P_{MAX} es la presión absoluta máxima de la mezcla en condiciones de estado final, P es la presión absoluta de la mezcla, M es el peso molecular de la fase gas, n es el número de moles en la fase gas, T es la temperatura absoluta de la fase.

Los subíndices 1 y 2 se refieren a condiciones iniciales y finales, respectivamente.

La ecuación anterior da una aproximación exacta si la temperatura y el peso molecular en condiciones finales son conocidas, y si además obedece la ley de los gases ideales.

De datos experimentales y de relaciones dadas por Zabetakis, la máxima presión observada en la mayoría de las deflagraciones es: ⁽¹²⁾

$$\frac{P_{MAX}}{P_1} = 8 \quad \text{Para mezclas de hidrocarburos-aire.} \quad (44)$$



$$\frac{P_{MAX}}{P_1} = 16 \quad \text{Para mezclas de hidrocarburos-oxígeno.} \quad (45)$$

DETONACIONES.

La teoría de la detonación es usada para predecir la presión pico y la onda de choque, Lees (1986) menciona que la presión pico para una detonación en un contenedor, la cual inicia a presión atmosférica, puede llegar alrededor de 20 bar de presión. Esta presión puede ser mucho más grande si se refleja contra una superficie sólida.

$$\frac{P_{MAX}}{P_1} = 20 \quad (46)$$

CHARCO DE FUEGO (POOL FIRE).

El principal efecto del charco de fuego es la radiación térmica. Para prevenir un Pool Fire es de suma importancia tener un drenaje adecuado y llevar el líquido a un área segura, se debe de cubrir el líquido que forma el charco para minimizar la vaporización y el área de drenado debe estar lo suficiente lejos de la fuente de radiación térmica.

La determinación de los efectos térmicos depende del tipo de combustible, de la geometría del charco, de la duración de la flama y de la localización del receptor con respecto a la radiación de la flama

- * Velocidad de quemado.

La radiación térmica y la velocidad de quemado incrementan con el diámetro del charco. Para charcos con diámetros mayores a 1 m la transferencia de calor domina y la flama es constante. Y muestra la velocidad con la que nivel del líquido de la alberca va disminuyendo, el cual esta dado por la siguiente ecuación:

$$y = 1.27 \times 10^{-6} \frac{\Delta H_c}{\Delta H^*} \quad (47)$$

Donde y es la velocidad vertical de disminución del nivel de líquido en el charco (m/s), ΔH_c es el calor neto de combustión (kJ/kg) y ΔH^* es el calor de vaporización modificado en el punto de ebullición de el líquido (kJ/kg).

Generalmente las velocidades verticales son. 0.7×10^{-4} m/s (gasolina) a 2×10^{-2} m/s (LPG).



$$\Delta H^* = \Delta H_v + \int_{T_a}^{T_{bb}} C_p dT \quad (48)$$

ΔH_v es el calor de vaporización del líquido a temperatura ambiente. (kJ/kg) y C_p es la capacidad calorífica del líquido (kJ/kg K).⁽⁷⁾

La velocidad másica de quemado es determinada por la multiplicación de la velocidad vertical por la densidad del líquido. Si la densidad del líquido no es conocida, esta se puede estimar de acuerdo a la siguiente fórmula.

$$m_B = 1 \times 10^{-3} \frac{\Delta H_c}{\Delta H^*} \quad (49)$$

Donde m_B es la velocidad másica de quemado (kg/m² s).

Las 3 ecuaciones anteriores aplican a charcos de fuego sobre la tierra, para charcos de fuego sobre el agua, las ecuaciones son aplicables si el líquido quemado tiene un punto de ebullición normal por arriba de la temperatura ambiente. Para líquidos con punto de ebullición por debajo de la temperatura ambiente, el calor transferido entre el líquido y el agua resultara en una velocidad de quemado casi tres veces más que la velocidad de quemado sobre la tierra.

* Diámetro del charco y altura de la flama

$$D_{MAX} = 2 \sqrt{\frac{V_L}{\pi y}} \quad (50)$$

Donde D_{MAX} es el diámetro del charco (m), V_L es el volumen del líquido derramado (m³/s) y y es la velocidad vertical (m/s). Los diámetros circulares son normalmente los que se asumen aun cuando los diques guían a una forman rectangular o cuadrada.

Muchas observaciones de charcos de fuego muestran que existe una relación entre la altura de la flama y el diámetro del charco, la correlación de Thomas (1983) para un charco de fuego circular se muestra a continuación.

$$\frac{H}{D} = 42 \left(\frac{m_B}{\rho_a \sqrt{gD}} \right)^{0.61} \quad (51)$$



Donde H es la altura de la flama (m), D es el diámetro equivalente (m), m_B es la velocidad másica de quemado ($\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$), ρ_a es la densidad del aire ($1.2 \text{ kg}/\text{m}^3$ a 20°C y 1 atm), g es la aceleración de la gravedad ($9.81 \text{ m}/\text{s}^2$).

* Radiación térmica emitida.

El cálculo del flujo térmico depende del modelo seleccionado.

1 Si la fuente es un punto, esto quiere decir que el flujo térmico se determinara en función de la velocidad de energía total en el proceso de combustión.

$$E_r = \tau_a \eta m_B \Delta H_C A F_p \quad (52)$$

2 Si es una pluma sólida, se basa en la correlación del flujo emitido en la superficie.

$$E_r = \tau_a \Delta H_C F_{21} \quad (53)$$

Donde E_r es el flujo térmico que recibe un objeto o individuo ($\text{kJ}/\text{m}^2\text{s}$, kW/m^2), τ_a es la transmisividad atmosférica, adimensional, calculada con ecuación 39.

F_{21} es el factor de vista, calculado con ecuación 42.

A es el área total del charco (m^2) $A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (54)$

η es la fracción de energía total convertida en radiación.

Tabla 12. Valores de η ⁽⁵⁾

Combustible	η
Hidrógeno	0.20
Metano	0.20
Etileno	0.25
Propano	0.30
Butano	0.30
C_5 e hidrocarburos pesados	0.40

F_p es el factor de vista geométrico (m^2) $F_p = \frac{1}{4\pi x^2} \quad (55),$

Donde x es la distancia de la fuente al receptor (m).



CHORRO DE FUEGO (JET FIRE).

El chorro de fuego resulta de la combustión de un material cuando empieza la liberación dicho material desde una unidad presurizada.

El cálculo empieza con la altura de la flama

$$\frac{L}{d_j} = \frac{15}{C_T} \sqrt{\frac{M_a}{M_f}} \quad (56)$$

Donde **L** es la longitud de la flama visible medida desde un orificio n (m), d_j es el diámetro del chorro de fuego, físicamente es el diámetro de la boquilla (m), C_T es la fracción mol de la concentración estequiometrica en la mezcla de aire-combustible (adimensional), M_a es el peso molecular del aire (kg/mol) y M_f es el peso molecular del combustible (kg/mol).

El flujo de radiación térmica, es determinado usando el procedimiento similar al método de si la fuente es un punto, descrito anteriormente.

$$E_r = \tau_a \eta m \Delta H_c F_p \quad (57)$$

Donde E_r es el flujo de radiación térmica que se recibe ($\text{kJ/m}^2\text{s}$), τ_a es la transmisividad atmosférica, adimensional, calculada con ecuación 39, η es la fracción de energía total convertida en radiación, m es flujo másico de combustible (kg/s), ΔH_c es el calor neto de combustión (kJ/kg) y F_p es el factor de vista geométrico (m^2).

Una vez que se ha calculado la radiación emitida E_r , los efectos pueden ser determinados de la sección 2.4.2.4.



2.4.2.4 EFECTO DE LOS MODELOS

ERPG's (Emergency Response Planning Guidelines) son las guías de planes de respuesta a emergencia. Existen tres rangos de consecuencia de exposición para una sustancia en específico.

ERPG-1.-Es la máxima concentración de un gas tóxico en el aire a la cual casi todos los individuos pueden estar expuestos por arriba de 1 hora sin experimentar ningún síntoma y sin percibir claramente el olor.

ERPG-2.-Es la máxima concentración de un gas tóxico en el aire a la cual casi todos los individuos pueden estar expuestos por arriba de 1 hora sin sufrir o desarrollar efectos irreversibles a la salud o síntomas que pudieran debilitar sus habilidades para tomar una acción protectora.

ERPG-3.-Es la máxima concentración de un gas tóxico en el aire a la cual casi todos los individuos pueden ser expuestos por arriba de 1 hora sin experimentar o desarrollar efectos amenazadores a su vida.

Tabla 13 Valores de ERPG para diferentes sustancias en ppm. ⁽⁵⁾

Sustancia	ERPG 1	ERPG 3	ERPG 3
Acetaldehido	10	200	1000
Acido acrílico	2	50	750
Acrilonitrilo	NA	35	75
Cloruro de alilo	3	40	300
Amoniaco	25	200	1000
Benceno	50	150	1000
Cloruro de benzoilo	1	10	25
1,3-Butadieno	10	50	5000
Tetracloruro de carbono	20	100	750
Dimetil amina	1	100	500
Oxido de etileno	NA	50	500
Formaldehído	1	10	25
Metanol	200	1000	5000
Isocianato de metilo	0.025	0.5	5
Fenol	10	50	200
Estireno	50	250	1000
Tolueno	50	300	1000
Acetato de vinilo	5	75	500



Los efectos generados por materiales inflamables son:

- * Niveles de radiación térmica
- * Niveles de sobrepresión

Tabla 14. Efectos de radiación térmica ⁽⁵⁾

Intensidad de radiación kW/m ²	Efecto observado (Banco Mundial, 1985)
37.5	Suficiente para causar daño a equipo de proceso
25	Energía mínima para encender madera en exposiciones indefinidamente largas (sin piloto)
12.5	Energía mínima para encender con piloto, fusión de tubería de plástico
9.5	Umbral de dolor alcanzado después de 8 segundos; quemaduras de segundo grado después de 20 segundos.
4	Suficiente para causar dolor a personal que no se cubra en 20 segundos; es posible la formación de ampollas en la piel (quemaduras de segundo grado); 0 letalidad.
1.6	No causará incomodidad por exposición prolongada

Tabla 15. Tiempo de exposición necesario para alcanzar el umbral de dolor. ⁽⁵⁾

Intensidad de radiación		Tiempo para el umbral de dolor (s)
Btu/h/ft ²	kW/m ²	
500	1.74	60
740	2.33	40
920	2.90	30
1500	4.73	16
2200	6.94	9
3000	9.46	6
3700	11.67	4
6300	19.87	2

Tabla 16. Efectos de onda expansiva ⁽⁵⁾

Presión		Daños producidos Valores Sobrepresión por Clancey (1972)
psi	kPa	
0.02	0.14	Ruido molesto (137 dB si es de baja frecuencia 10-15 Hz)
0.03	0.21	Ruptura ocasional de ventanas bajas que ya estén bajo tensión
0.04	0.28	Ruido fuerte (143 dB), falla de vidrio por efecto sónico
0.1	0.69	Ruptura de ventanas pequeñas bajo tensión
0.15	1.03	Presión típica para ruptura de vidrio
0.3	2.07	"Distancia segura" (Probabilidad de 0.95 de que no haya daño serio después de este valor); límite de proyectiles; algún daño a techos de casas: 10% del vidrio de ventanas se rompe
0.4	2.76	Daño estructural menor limitado
0.5-1.0	3.4-6.9	Ventanas grandes y pequeñas se hacen añicos; daño ocasional a marcos de ventanas
0.7	4.8	Daño menor a estructuras de casas
1.0	6.9	Demolición parcial de casa, las vuelve inhabilitables
1-2	6.9-13.8	Asbestos corrugados se hacen añicos; falla de sujetadores de paneles de aluminio o acero corrugado, después se doblan; sujetadores de paneles de madera (típicos en casas) fallan, los paneles se rompen
1.3	9.0	Marcos de acero del revestimiento de edificios ligeramente distorsionados
2	13.8	Colapso parcial de paredes y techos de casas
2-3	13.8-20.7	Paredes de concreto o escoria, no reforzadas, se estrellan
2.3	15.8	Límite inferior de daño estructural serio
2.5	17.2	50% destrucción de la mampostería de casas
3	20.7	Máquinas pesadas (3000 lb) en edificios industriales sufrieron poco daño, edificio con marcos de acero distorsionado y arrancado de sus cimientos
3-4	20.7-27.6	Demolición de edificio sin marcos o de paneles de acero; ruptura de tanques de almacenamiento de petróleo
4	27.6	Ruptura de revestimiento de edificios industriales ligeros
5	34.5	Postes de madera para servicios partidos; prensa hidráulica alta (40,000 lb) en edificio ligeramente dañada
5-7	34.5-48.2	Destrucción casi completa de casas
7	48.2	Volcadura de vagones de ferrocarril cargados
7-8	48.2-55.1	Paneles de ladrillo, 8-12 in de grosor, no reforzados, fallan por cizalla o flexión
9	62.0	Vagón de ferrocarril cargado completamente demolido
10	68.9	Probable destrucción total de edificios; máquinas herramienta pesadas (7000 lb) desplazadas y dañadas seriamente, herramientas para maquinaria muy pesadas (12,000 lb) sobrevivieron
300	2068	Límite de formación de cráter

Tabla 17. Daños estimados a equipos de proceso por sobrepresión. ⁽⁵⁾

Equipo	Sobrepresión, psi.																						
	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0	9.0	9.5	12	14	16	20	
Cuarto de control, techo de acero	A	C	D				N																
Cuarto de control, techo de concreto	A	E	P	D			N																
Torre de enfriamiento	B			F			O																
Instrumentación			A			LM						T											
Calentador de fuego				G	I					T													
Reactor químico				A				I					P				T						
Filtro				H					F									V	T				
Soporte de líneas							P						SO										
Motor eléctrico										H							I						V
Columna Fraccionadora											R			T									
Recipiente a presión, horizontal												PI					T						
Recipiente a presión, vertical																			I	T			
Turbina de vapor															I				M	S			
Intercambiador de calor															I								
Tanque esférico																I					I	T	
Bomba																				I			V

A Ventanas y medidores rotos

B Se cae el recubrimiento a 0.2-.05 psi

C El techo sufre daños

D El techo se colapsa

E Sufren daños los instrumentos

F Las partes internas sufren daños

G Se fractura el material de construcción

H El equipo queda en ruinas

I El equipo se mueve y los tubos se rompen.

L Líneas de energía se rompen.

M Los controles son dañados

N Se cae la pared

O Se colapsa el soporte del equipo

P Se deforma el soporte del equipo

R Se rompe el soporte del equipo

S Se rompe las tuberías

T La unidad completa es destruida

V La unidad se mueve con todo y su base



2.4.3 RISK SPECTRUM

Este software es una herramienta que utiliza modelos rigurosos para la cuantificación y el análisis de árboles de fallas.

El objetivo de aplicar la técnica de árbol de fallas es, 1) la estimación de la frecuencia de ocurrencia de un incidente (o la confiabilidad de un equipo), 2) determinar la combinación de fallas de equipo, condiciones de operación, condiciones ambientales y errores humanos que contribuyen al accidente, 3) identificación de medidas preventivas para el mejoramiento de la confiabilidad o seguridad, y 4) determinar el impacto del evento.⁽¹⁵⁾

2.4.3.1 METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

El análisis del árbol de fallas FTA, es la representación lógica de las secuencias de acontecimientos que pueden conducir a un accidente. El análisis calcula la frecuencia ó probabilidad de ocurrencia de un accidente, mediante la identificación de fallas mecánicas y humanas.

El FTA es una herramienta cualitativa que tiene la capacidad de encontrar los puntos de origen de un accidente dentro de las fallas del equipamiento y el factor humano, lo que nos indica que el análisis de seguridad se debe de enfocar en las medidas preventivas que son necesarias para eliminar las principales causas de los accidentes.

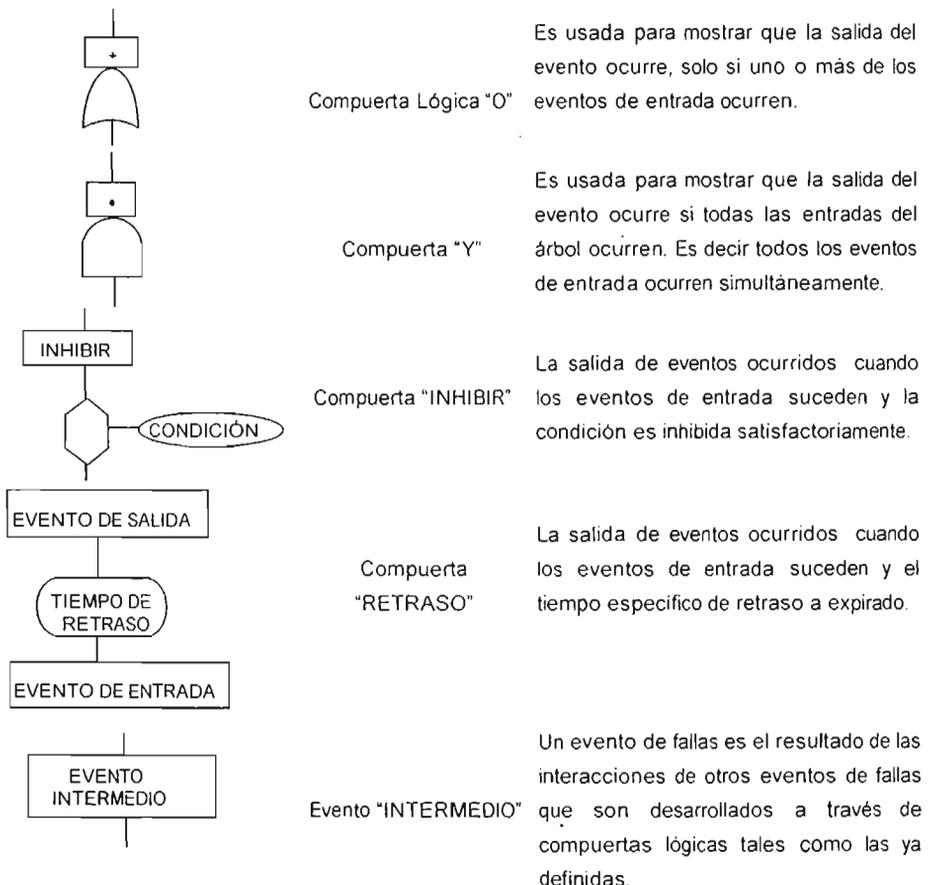
PASOS PARA EL ANÁLISIS:

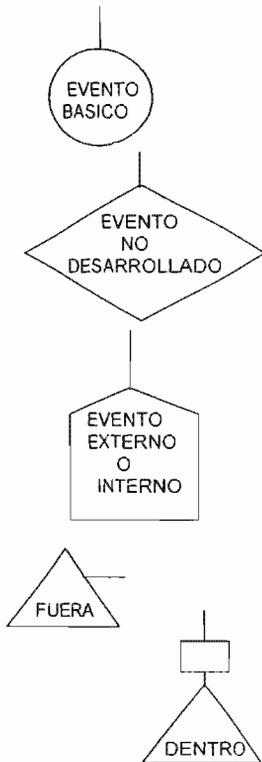
3. Identificar el suceso "no deseado" es decir el evento de interés que ocupará la cúspide de la estructura gráfica representativa del árbol.
4. Proceder al siguiente nivel del sistema, por ejemplo: nivel subsistema e identificar las fallas de los subsistemas que pueden traer como consecuencia el evento que se encuentra en la parte superior del árbol.
5. Determinar la relación lógica entre los subsistemas de fallas que son requeridas para producir el evento de la parte superior.
6. Use las compuertas "Y" u "O" en la estructura lógica que muestre la relación de los subsistemas de fallas que producen el nivel superior.



7. Proceder con el siguiente subsistema más abajo y repetir el punto 2 hasta el 4 y realizarlo hasta que las fallas de los respectivos niveles han sido identificados.
8. Empezar con el dato de falla de los componentes, computar la probabilidad de las fallas descritas en el árbol de fallas; seguir la estructura lógica indicada por las compuertas "Y" u "O", en el árbol de fallas hasta que la probabilidad de los eventos superiores hayan sido calculadas.

Simbología para la construcción de árboles de falla. ⁽¹⁶⁾





Evento "BÁSICO"

Eventos que por alguna u otra razón no tienen mayor desarrollo. Un evento básico es el nivel más bajo de resolución en un Árbol de Fallas.

Evento "NO DESARROLLADO"

Un evento de fallas que no es examinado, porque la información no es disponible o el desarrollo es más allá del alcance del estudio. (Error humano).

Evento "INTERNO O EXTERNO"

Una condición o un evento que asumió la existencia de condición de límite para el Árbol de Fallas.

Simbolos "TRASLADO DENTRO/FUERA".

El símbolo de traslado dentro indica que el Árbol Fallas es desarrollado más lejos de un correspondiente símbolo de traslado fuera. Los símbolos son etiquetados usando números o un código para asegurar que estos puedan ser diferenciados, los símbolos de traslado son frecuentemente usados para evitar repetir lógicos idénticos en varios lugares en el modelo del Árbol de Fallas (por ejemplo: otra pagina por falta de espacio).

2.4.3.2 PARÁMETROS DE CONFIABILIDAD

Los parámetros de confiabilidad en Risk Spectrum son básicamente un valor numérico, y como opción incluyen una distribución de incertidumbre. El nombre del parámetro puede ser considerado como una variable para ser usada en las formulas matemáticas en los cálculos de confiabilidad.



El valor del parámetro es especificado por un punto estimado (medio). Los tipos de parámetros usados en los modelos de confiabilidad, a continuación se muestran en la tabla con sus limitaciones numéricas.

Tabla 18. Tipos de parámetros de confiabilidad. ⁽¹⁵⁾

TIPO DE PARÁMETRO	NOTACIÓN	LIMITES
Probabilidad	q	$0 \leq q \leq 1$
Tasa de fallas, frecuencia	$r (\lambda)(1/h), f(1/año).$	$0 \leq r \leq 1.0E+32$
Tiempo de reparación (MTTR)	$TR(h)$	$0 < TR \leq 1.0E+32$
Intervalo de prueba	$TI(h)$	$0 < TI \leq 1.0E+32$
Tiempo para la primera prueba	$TF(h)$	$0 \leq TF \leq 1.0E+32$
Tiempo de misión	$TM(h)$	$0 \leq TM \leq 1.0E+32$

Para cada evento básico se da un modelo de confiabilidad y un conjunto de parámetros de confiabilidad. Un evento básico es la causa raíz en un árbol de fallas.

Términos que son importantes para poder entender las medidas y modelos de confiabilidad.

Indisponibilidad de A.- Es la probabilidad de que A falle en un tiempo dado.

Indisponibilidad media A.- La fracción promedio de un periodo de tiempo en donde falla A.

Inseguridad de A.- La probabilidad de que A falle al menos una vez durante un periodo de tiempo.

Frecuencia de A.- El número de fallas de A esperado por unidad de tiempo.

La disponibilidad o confiabilidad de estos sistemas pueden ser determinadas usando los datos del historial del desarrollo de la planta (por ejemplo análisis estadísticos).

2.4.3.3 MODELOS DE CONFIABILIDAD

1. **Componente monitoreado, reparable (Repairable).** Se usa este modelo si la falla del componente es detectada inmediatamente y puede ser reparado. Ejemplos típicos: Sistemas de producción, líneas de producción, sistemas de distribución y sistemas de comunicación.



El modelo asume una distribución exponencial tanto para la falla del proceso como para la reparación del proceso, por ejemplo la tasa de fallas y la tasa de reparación son constantes. ^(18,19)

La indisponibilidad $Q(t)$ es calculada para este tipo de componente como:

$$Q(t) = q e^{-(\lambda + \mu)t} + \left(\frac{\lambda}{\lambda + \mu} \right) (1 - e^{-(\lambda + \mu)t}) \quad (58)$$

Parámetros requeridos: λ , μ (r , TR)

Parámetro opcional: q .

El Segundo término en la ecuación es el modelo tradicional usado en muchos programas de análisis de árbol de fallas y en muchos otros tipos de análisis de confiabilidad. El comportamiento típico es que la indisponibilidad inicia en 0 e incrementa rápidamente hacia un estado asintótico con valor constante.

El primer término es opcional y en muchos casos no se usa. Si el parámetro opcional q no se especifica ($q=0$), el primer término desaparece. Sin embargo, si $q>0$ el comportamiento del primer término es que la indisponibilidad inicia en q y entonces disminuye asintóticamente hacia 0 de acuerdo a la tasa de reparación μ . Esto puede ser usado para modelar los componentes que tienen una probabilidad de falla inicial (q) en un tiempo igual a cero ($t=0$) y entonces una tasa de falla (λ) constante. Ambos tipos de fallas pueden ser reparados con una tasa de falla constante.

La indisponibilidad Media para este tipo de modelo de confiabilidad es:

$$Q = \frac{\lambda}{\lambda + \mu} \quad (59)$$

Si se compara con la fórmula de $Q(t)$ se puede ver que corresponde a la situación donde el primer y segundo término han alcanzado sus valores asintóticos. Esto es una buena aproximación para la indisponibilidad de este tipo de componente porque en muchas situaciones el proceso es asociado con el primer y segundo término los cuales se aproximan rápidamente a sus valores asintóticos.

La Intensidad de falla incondicional $W(t)$ es:

$$W(t) = \lambda(1 - Q(t)) \quad (60)$$



El comportamiento normal (con $q=0$) de $W(t)$ es que inicia en λ y disminuye significativamente a su valor asintótico. Si la indisponibilidad es baja, $W(t)$ es aproximadamente igual a la tasa de falla.

2. **Componente probado periódicamente (Tested).** Se usa este modelo si la falla del componente puede detectarse únicamente al hacerle pruebas.

Es el modelo de confiabilidad más complejo en Risk Spectrum. El modelo asume una distribución exponencial para las fallas del proceso (tasa de fallas constante), un intervalo de prueba fijo y un tiempo de reparación fijo (si TR es usado).

Parámetros requeridos: λ , T_I (r , T_I)

Parámetro opcional: q , TR, TF

Para comprender este modelo, primero iniciaremos presentando solo con los parámetros requeridos es decir con tasa de fallas y con el intervalo de prueba. La indisponibilidad en este caso es:

$$Q(t) = 1 - e^{-\lambda(t-T_i)} \quad T_i = 0, T_I, 2T_I, \dots \quad (61)$$

Si el parámetro de TF (tiempo de la primera prueba) es dado, el modelo es idéntico excepto que el tiempo de reparación fijo es desplazado por el valor de TF, es decir $T_i = 0, TF, TF + T_I, TF + 2T_I$

La indisponibilidad media Q_{media} es obtenida por la integración de la indisponibilidad dependiente del tiempo $Q(t)$ sobre un ciclo completo de prueba:

$$Q = \frac{1}{T_I} \int_0^{T_I} Q(t) dt = 1 - \frac{1}{\lambda T_I} (1 - e^{-\lambda T_I}) \quad (62)$$

El modelo anterior describe que el tiempo de reparación es insignificante (estrictamente hablando $TR=0$), si esto no es válido es posible adicionar el parámetro TR, en tal caso los cálculos incluyen la contribución de la indisponibilidad para reparación. ^(18, 19)

Se hacen las siguientes suposiciones:

- * Se asume que una reparación es hecha después de la prueba, si se encuentra que el componente falló en la prueba.



- * La reparación se supone que es hecha en un tiempo de arreglo TR.

La indisponibilidad $Q(t)$ para este tipo de componentes cuando se incluye un tiempo de reparación (TR) es modelado por el siguiente grupo de formulas:

$$Q(t) = 1 - e^{-\lambda t} \quad \text{para } t < TF \quad (63)$$

$$Q(t) = Q(TI) = 1 - e^{-\lambda TI} \quad \text{para } t = TF + nTI \quad (64)$$

$$Q(t) = Q(TI) + (1 - Q(TI))(1 - e^{-\lambda(t-TI)}) \quad \text{para } TI < t < TI + TR \quad (65)$$

$$Q(t) = 1 - e^{-\lambda(t-TI)} \quad \text{para } TI + TR < t < 2TI \quad (66)$$

$Q(TI)$ es la probabilidad que una reparación sea necesaria antes de la prueba.

La tercera formula de arriba, es aplicable para el intervalo de tiempo entre TI y $TI+TR$. El primer término es la contribución de indisponibilidad de reparación, es decir es igual a la probabilidad de reparación (el componente es indisponible durante la reparación). El segundo término es la contribución de la indisponibilidad si la prueba es exitosa. Esto es igual a la probabilidad de no requerir una reparación (la unidad menos la probabilidad de reparación).

La indisponibilidad media cuando se toma en cuenta la reparación es:

$$Q = 1 - \frac{1}{\lambda TI} (1 - e^{-\lambda TI}) + (1 - e^{-\lambda TI}) \times \frac{TR}{TI} \quad (67)$$

También es posible adicionar una constante opcional de contribución de indisponibilidad q . Esto es una probabilidad de falla orientada en demanda la cual no afecta a las pruebas, en este caso la constante de indisponibilidad q es adicionado a todas las formulas de indisponibilidad:

$$Q(t) = q + 1 - e^{-\lambda t} \quad \text{para } t < TF \quad (68)$$

$$Q(t) = Q(TI) = q + 1 - e^{-\lambda TI} \quad \text{para } t = TF + nTI \quad (69)$$

$$Q(t) = Q(TI) + (1 - Q(TI))(q + 1 - e^{-\lambda(t-TI)}) \quad \text{para } TI < t < TI + TR \quad (70)$$

$$Q(t) = q + 1 - e^{-\lambda(t-TI)} \quad \text{para } TI + TR < t < 2TI \quad (71)$$



Cuando la constante del parámetro de indisponibilidad se adiciona la indisponibilidad media Q esta se convierte en:

$$Q = q + I - \frac{I}{\lambda T I} (I - e^{-\lambda T I}) + (q + I - e^{-\lambda T I}) \times \frac{T_r}{T I} \quad (72)$$

La Intensidad de falla incondicional $W(t)$ en todos los casos es la siguiente formula.

$$W(t) = \lambda(I - Q(t)) \quad (73)$$

3. Componente con probabilidad de falla fija (Probability). Se emplea este modelo si la probabilidad de falla del componente no depende del tiempo que el componente está en operación.

El modelo usa una indisponibilidad constante, q es el único parámetro. Este modelo es comúnmente usado en situaciones en donde una "probabilidad de falla por demanda" es requerida. Típicamente es usada cuando se modelan componentes/sistemas que están en un estado activado o en cambio. ^(18, 19) Ejemplo: Válvulas que fallan al abrir/cerrar, cortocircuito que fallan al abrir/cerrar, motores que fallan al iniciar/parar.

Este tipo de modelo no tiene dependencia con el tiempo. Las fórmulas para la indisponibilidad $Q(t)$, indisponibilidad media Q y la Intensidad de falla incondicional $W(t)$ son:

$$Q(t) = q \quad (74)$$

$$Q = q \quad (75)$$

$$W(t) = 0 \quad (76)$$

4. Componente con tiempo de misión limitado (Mission time). Se usa este modelo si un componente debe trabajar durante un periodo de tiempo fijo y no es reparable durante este tiempo.

Este modelo se comporta exactamente como el modelo anterior. Sin embargo la indisponibilidad constante no se da directamente como un dato de entrada, es calculada de una tasa de falla y de un tiempo de misión de reparación. ^(18, 19)

Como opción se adiciona la indisponibilidad constante, q puede ser adicionada como:



$$Q(t) = q + 1 - e^{-\lambda TM} \quad (= \text{constante}) \quad (77)$$

$$Q_{\text{norm}} = q + 1 - e^{-\lambda TM} \quad (= \text{constante}) \quad (78)$$

$$W(t) = 0 \quad (79)$$

Parámetros requeridos: λ (r), TM

Parámetro opcional: q.

5. Evento iniciador, con frecuencia fija (Frequency). Se usa este modelo para sus eventos Iniciadores. Se usa cuando el evento se comporta mejor con una distribución de Poisson, por ejemplo: el evento ocurre con una frecuencia constante (tasa). ^(18, 19)

$$Q(t) = 0 \quad (80)$$

$$Q = 0 \quad (81)$$

$$W(t) = f \quad (82)$$

6. Componente no reparable (Non-repairable). Se emplea este modelo para componentes, los cuales no son reparables durante su operación. Ejemplos típicos: Misiones de vuelo, misiones de armas.

Modelo tradicional de componente no-reparable con un modelo de falla exponencial, por ejemplo: tasa de falla constante. También en este modelo se puede adicionar una constante de indisponibilidad. Esta constante puede ser usada en situaciones donde hay una probabilidad de falla por demanda a un tiempo $t=0$.

Este modelo requiere un tiempo de misión T, el cual es un punto (en el tiempo) en la especificación del Análisis de MCS. ^(18, 19)

$$Q(t) = q + 1 - e^{-\lambda t} \quad (83)$$

$$W(t) = \lambda(1 - Q(t)) \quad (84)$$

Parámetros requeridos: λ , (r)

Parámetro opcional: q.



Para este modelo no tiene sentido definir un Q_{media} porque la indisponibilidad incrementa asintóticamente hacia 1.

Medidas de confiabilidad para un modelo o no reparable:

1. Función de confiabilidad
2. Tasa de fallas
3. Tiempo medio de fallas (Mean Time to Failure MTTF)

2.4.3.4 TIPOS DE ANÁLISIS QUE PUEDEN SER MODELADOS EN EL ESPECTRO DE RIESGO (RISK SPECTRUM)

ANÁLISIS DE CONJUNTOS MÍNIMOS DE CORTE (MCS-ANALYSIS).

Un conjunto de cortes mínimos es la combinación más pequeña de los componentes de falla, si todos ocurren, el evento superior ocurre; es decir es la intersección de los eventos primarios. Los cuales son suficientes para desencadenar el evento principal no deseado. "Si una de las fallas en el conjunto de cortes no ocurre, entonces el evento superior no ocurrirá".

Cualquier árbol de falla tendrá un número finito de conjuntos de cortes mínimos, los cuales son únicos para el evento superior.

El conjunto mínimo de cortes define los "modos de fallas" de un evento superior, usualmente se obtienen cuando un árbol de fallas es más o menos directo.

Las siguientes formulas se usan para calcular la indisponibilidad y la frecuencia de los conjuntos de cortes mínimos.

$$Q_{MCS} = \prod_{i=1}^k Q_i \quad (85)$$

$$F_{MCS} = F_1 \prod_{i=2}^k Q_i \quad (86)$$

Donde

Q_i es indisponibilidad del elemento i en el conjunto de cortes mínimos, es decir cualquier evento básico que forme parte del análisis, F_1 es la frecuencia de un evento básico y k es el número de elementos en el análisis.



Y finalmente para el cálculo de la indisponibilidad del evento tope se emplea la siguiente expresión:

$$Q_{TOP,I} = \sum_{i=1}^n Q_{MCS,i} \quad (87)$$

Es decir es la suma de todas las indisponibilidades de cada conjunto de corte mínimo $Q_{MCS,i}$.

ANÁLISIS DE INCERTIDUMBRE.

El análisis de incertidumbre es usado para estimar el efecto de los datos sobre la estimación del riesgo.

Existen muchos problemas de confiabilidad y disponibilidad de sistemas complejos que no pueden ser resueltos analíticamente y requieren ser resueltos por una simulación numérica. La técnica de Monte Carlo representa las distribuciones discretas ordenadas de valores al azar, y una cantidad suficiente de estos valores discretos se aproxima a la distribución continua original.

Para aplicación del árbol de fallas, donde un evento básico se describe mejor con una distribución de probabilidad que por un solo valor, esto es frecuentemente deseable para obtener la distribución de probabilidad del evento culminante. Hacer esto puede ser difícil o imposible hacerlo analíticamente. La técnica de Monte Carlo aplica valores al azar para las probabilidades de los eventos básicos y obtener la probabilidad del evento culminante.

La escasez de datos propios de plantas químicas, por un lado, y su falta de especificidad (adecuación al caso concreto estudiado), obliga a intentar medir la dispersión que puede existir sobre el resultado de una evaluación de un árbol de fallos en función de la dispersión que puedan tener los datos de partida. Este estudio es el denominado análisis de incertidumbre.

El análisis de incertidumbre consiste en medir la dispersión existente sobre el suceso culminante en función de la que puedan tener los fallos básicos.

En el caso en que se conoce la ley de distribución de los n componentes básicos del árbol, se suele recurrir al método de Monte Carlo que consiste en:



Para cada componente se simula aleatoriamente una tasa de fallo. Para ello se genera un número aleatorio entre 0 y 1 que corresponde a la probabilidad de una determinada tasa; conocida la ley de distribución, se determina entonces la tasa de fallos correspondiente.

Con los n valores de tasas de fallos generados aleatoriamente dentro de las distribuciones respectivas y correspondientes a los n componentes del árbol de fallos, se realiza una evaluación del árbol de fallos.

Se repite n veces la operación con un nuevo conjunto de n -valores en cada caso.

Al final se obtienen n valores posibles del suceso culminante que a su vez pueden ser tratados estadísticamente para calcular:

- * Valor medio.
- * Intervalo de variación.

El proceso descrito tiene que ser llevado a cabo mediante un ordenador.

ANÁLISIS DE IMPORTANCIA / SENSIBILIDAD

El análisis de sensibilidad estima el efecto de la variación de los datos alimentados de los modelos de cada componente o de los modelos por sí mismos, individualmente o en combinación. Y el análisis de importancia cuantifica y clasifica el riesgo estimado a partir de la contribución de los subsistemas o componentes del sistema estudiado.

Se puede calcular las siguientes medidas de importancia y sensibilidad:

- * Factor Fussel-Vesely, FV.
- * Contribución fraccional, FC.
- * Factor de incremento de riesgo, RIF.
- * Factor de disminución de riesgo, RDF.
- * Sensibilidad.

2.4.3.5 ELABORACIÓN DE LA BASE DE DATOS

Recopilación.- Se utilizan las bitácoras de operación y mantenimiento de la instalación con las cuales se identifican las fallas que se han presentado en los equipos durante los últimos años de operación. Además se recopila el tiempo de operación, tiempo fuera de operación provocado por cada falla y el tiempo en que cada equipo se encontraba disponible.



Clasificación.- Una vez que se recopiló la información sobre todas las fallas que se presentaron en los equipos, se procede a clasificarlas de acuerdo al efecto que provocaron en las variables de operación, los instrumentos de control, los dispositivos, los equipos. Esto con el fin de determinar la frecuencia de fallas (F) que es el número de veces que se presentó cada falla durante el período analizado.

Cuantificación del tiempo de operación (TTF).- La cuantificación del tiempo fuera de operación consiste en sumar las horas en que los equipos se encontraron en funcionamiento sin presentar avería que hiciera necesario su paro.

Cuantificación del tiempo fuera de operación (MDT).- Consiste en sumar las horas en la que los equipos se encontraron sin operar para corregir las desviaciones que causaron las fallas.

Cuantificación del tiempo disponible.- Es la suma de horas en la que los equipos se encontraban disponibles, es decir la capacidad que tienen una unidad para ejecutar una función requerida, bajo ciertas condiciones en un instante de tiempo dado o sobre un intervalo de tiempo dado, asumiendo que los recursos externos son provistos

Cálculo de tasa de fallas (λ).- Este cálculo consiste en dividir el número de veces en que se presenta una falla en un equipo entre el tiempo de operación del equipo durante el período analizado.

Cálculo de tiempo medio entre fallas (MTBF).- El tiempo medio entre fallas es el inverso de la tasa de fallas (λ).

Cálculo de tiempo medio de reparación (MTR).- Este MTR se obtiene dividiendo el tiempo fuera de operación por reparación entre la frecuencia de fallas (MDT/F).



2.5 LINEAMIENTOS DEL PLAN DE RESPUESTAS A EMERGENCIAS

La ocurrencia de un desastre natural o accidental se designa como una situación en la que de manera inevitable, la vida cotidiana se ve repentinamente alterada, sin embargo, al grado de afectación de la emergencia sobre la integridad de los habitantes y el patrimonio de sus familiares, depende de la capacidad de intervención y respuesta oportuna de los involucrados.

2.5.1 CLASIFICACION Y NIVELES DE EMERGENCIAS

Esta clasificación es el resultado de la aplicación de una metodología de análisis de riesgo, mediante la ponderación de las consecuencias de una emergencia y su probabilidad de ocurrencia. Los impactos desde los puntos de vista social, ambiental y económico, son los aspectos considerados para clasificar las emergencias de acuerdo a un nivel previamente asignado. Cada una de estas clasificaciones es un Nivel de Emergencia y se tienen definidas cinco, tal como se indica en la tabla siguiente.

Tabla 19. Niveles de emergencia. ⁽²⁰⁾

Nivel	Descripción de las consecuencias
I Emergencia Interna Menor	<p>Es la ocasionada por un incidente que involucra un peligro potencial y que de no ser atendida oportunamente puede motivar una situación de accidente real.</p> <p>Población: No se afecta a la población, ni a los trabajadores.</p> <p>Ambiente: No hay afectación al ambiente, solo hay efectos de humos o dispersión de contaminantes atmosféricos sin impacto perceptible en el medio ambiente.</p> <p>Economía: No existe el impacto directo sobre la infraestructura instalada, sin embargo se puso en peligro a la Instalación debido a una situación anormal de operación. Debe de elaborarse un reporte exhaustivo de las condiciones que propiciaron la Emergencia.</p>



Continuación.

Nivel	Descripción de las consecuencias
<p style="text-align: center;">II</p> <p>Emergencia Interna Mayor</p>	<p>Es la ocasionada por un accidente que involucra una situación real y potencialmente puede llegar a un Nivel de Emergencia III.</p> <p>Población: No se afecta a la población, pero involucra daño físico (lesión personal) a algún trabajador.</p> <p>Ambiente: Las afectaciones al medio ambiente no son determinantes, la regeneración a las condiciones originales del medio ambiente pueden ser inmediatas (emisiones de humos y cantidades de sustancias liberadas no ponen en riesgo cultivos, y no hay impacto a la flora y fauna de la zona).</p> <p>Economía: El impacto directo sobre los bienes de la empresa es menor de \$ 500,000.00 USD, sin embargo, se suspenden las labores operativas en el área afectada por un tiempo menor a 15 días</p>
<p style="text-align: center;">III</p> <p>Emergencia Local Menor</p>	<p>Es la ocasionada por un accidente que involucra una situación real y que potencialmente puede llegar a un Nivel de Emergencia IV.</p> <p>Población: No se afecta la integridad física y el patrimonio de la población, pero involucra daño físico (mortal) a algún trabajador.</p> <p>Ambiente: Se afectan tierras de cultivo en una extensión no mayor a 10 Has, no existe afectación a la flora y fauna local.</p> <p>Economía: El impacto directo sobre los bienes de la empresa .es mayor de \$500,000.00 USD pero menor de \$ 5,000,000.00 USD.</p>
<p style="text-align: center;">IV</p> <p>Emergencia Local Mayor</p>	<p>Es la ocasionada por un accidente cuya magnitud presenta impactos a la población y al medio ambiente y potencialmente puede llegar a un Nivel de Emergencia V.</p> <p>Población: Se afecta la integridad física y el patrimonio de una población menor a 100 habitantes o el área comprendida en un radio de hasta 300 m. alrededor de la Instalación, y se afecta físicamente a varios trabajadores de la instalación, algunos de ellos mortalmente.</p> <p>Ambiente: Se afectan condiciones ambientales y ecológicas en un área de hasta 50 Has, vías o cuerpos de agua afectados y cuyos efectos nocivos se eliminan en un tiempo no mayor a un año.</p> <p>Economía: El impacto directo sobre los bienes de la empresa es mayor a \$ 5,000,000.00 USD. Pero menor a \$ 50,000,000.00 USD.</p>



Continuación.

Nivel	Descripción de las consecuencias
<p style="text-align: center;">V Emergencia Regional</p>	<p>Es la ocasionada por un accidente de gran magnitud que presenta los siguientes efectos inmediatos:</p> <p>Población: Se afecta la integridad física y patrimonio de una población mayor de 100 habitantes y/o el área comprendida en un radio mayor a 300 m. alrededor de la Instalación, se afecta seriamente a varios trabajadores de la instalación, algunos de ellos mortalmente.</p> <p>Ambiente: Se afecta el medio ambiente regional en su flora y fauna, sea terrestre o marino. Su restauración tomará un lapso mayor a 5 años.</p> <p>Economía: El impacto directo sobre la Infraestructura Petrolera es mayor de \$ 50,000,000.00 USD.</p>

2.5.2 DESARROLLO DEL PLAN DE RESPUESTAS A EMERGENCIAS

El Plan de Respuesta a Emergencias (P.R.E) establece las acciones que deben llevarse a cabo con la finalidad de inhibir o mitigar las consecuencias de un accidente potencial interno o externo, que pueda afectar al personal, instalaciones o al medio ambiente del Centro de Trabajo y/o a la comunidad circundante.

El P.R.E es obligatorio para trabajadores, empleados, visitantes y personal prestadores de servicio, y define las responsabilidades que le corresponde a cada miembro: ⁽²¹⁾

Gerente: Implantar y actualizar el Plan de Emergencia Interno del centro de trabajo, así como coordinarse con autoridades locales y otras instalaciones industriales de Petróleos Mexicanos de la región, para proporcionarse ayuda mutua y mitigar las consecuencias en caso de una emergencia mayor.

Superintendente de inspección técnica y seguridad industrial (Coordinador de la Emergencia): Elaborar, actualizar y difundir el procedimiento; así como la función global de coordinar desde el Centro de Operación de Emergencia (COE), las operaciones de combate y control de la contingencia conjuntamente con las unidades de producción y



evaluación, así como el análisis e investigación de la emergencia para elaborar las acciones correctivas que deriven de la misma.

Jefe técnico de contra incendio: Dirigir al equipo y personal de contra incendio en el combate y control a una emergencia realizándola en forma conjunta con el personal de ataque directo a la misma.

Jefe o responsable de operación de la instalación afectada: Realizar los movimientos operacionales necesarios para mitigar la emergencia, en el lugar mismo donde se presenta. Además en conjunto con el grupo técnico del área o sector correspondiente, realizar el análisis preliminar del incidente, con el fin de elaborar el reporte respectivo, el cual será turnado al coordinador de la emergencia.

Notificador de la emergencia: El jefe de la unidad de evaluación y programación, se encarga de notificar la emergencia a las autoridades de PEMEX a nivel México, así como a entidades civiles de la región. Es a través de éste que se solicita el apoyo y personal a otros centros de trabajo cuando la Refinería no es capaz de atender la emergencia.

Personal de la Refinería: Participar y colaborar con las acciones determinadas dentro del Plan de Emergencia de la Refinería, para lo cual debe recibir el entrenamiento y equipo requerido para desarrollar las actividades que le correspondan.

Vocero de relaciones públicas; Es la persona designada y autorizada por la máxima autoridad del centro de trabajo, quién proporciona la información oficial externa. La información interna se difunde a directivos y personal de la empresa.

La información externa se destina según corresponda a dependencias oficiales y otros medios (SEMARNAP, PROFEPA, STPS, Ministerio Público, Población, CRISAC., Medios de comunicación, SINAPROC, PGR, Secretaría de Gobernación, etc.).

La *distribución y control* del Plan de Respuesta a Emergencias, se efectúa mediante el uso de los formatos para el control de documentos del Sistema de Aseguramiento de Calidad y debe incluir a las dependencias y responsables que integran la Unidad de Respuesta a Emergencias (URE).



El Plan de Respuesta a Emergencias debe ser revisado y actualizado como máximo cada dos años

La Refinería cuenta con estudios de riesgos actualizados a partir de los cuales se identificaron las situaciones de emergencia mayor y en función de las cuales se implementaron las acciones concretas del plan de emergencia interno de la Refinería. Entre los diferentes procedimientos de respuesta a emergencia se toman en cuenta las emergencias de origen industrial y las de origen natural. Por ejemplo:

Tabla 20. Tipos de emergencias

Origen industrial	Origen natural
Incendios.	Terremoto.
Explosiones.	Ciclones.
Fugas de hidrocarburos.	Huracanes.
Fuga de gas L.P.	Inundaciones.
Fugas de gases tóxicos.	
Derrames.	
Lesiones fatales.	
Fuera de operación de una planta de proceso.	
Falla total de energía eléctrica.	
Falla total de vapor.	
Falla total de aire de instrumentos.	
Falla total de agua de enfriamiento	

En caso de presentarse una emergencia, se cuenta con sistemas de comunicación que permiten una cobertura total de radio comunicación durante el combate, control y restablecimiento a la normalidad después de la misma.

El proceso de comunicación en una emergencia se establece en general entre todos los integrantes de la Unidad de Respuesta a Emergencias y en forma específica entre el encargado y el coordinador de la emergencia, quien a su vez mantiene informado a la máxima autoridad del centro de trabajo, para determinar las acciones a seguir.

Los medios de comunicación utilizados durante una emergencia son:

- * Sistema telefónico Interno y Urbano.



- * Sistema de Radio comunicación (Trunking).
- * Sistema de videoconferencias.
- * Correo electrónico de Internet.
- * Boletines de prensa
- * Casetas telefónicas públicas.

Además, se cuenta con sistemas de Alarma audible (silbato o sirena) y visibles (banderas) para avisar al personal del centro de trabajo que ha ocurrido una emergencia interna mayor local y en el peor de los casos, evacuar las instalaciones.

También se definen los puntos de reunión internos, vías de acceso y rutas de evacuación requeridas durante una emergencia, con el objetivo de reducir al mínimo sus efectos sobre el personal de la Refinería.

El Comité Regional Integral de Seguridad A.C. (CRISAC), dispone de un centro de atención a emergencias, localizado en las afueras de la ciudad de Minatitlán Ver., el cual cuenta con la siguiente infraestructura: Sistema de radiocomunicación en frecuencia CRISAC, Equipo de Computo, Información técnica, Sistema de Fax y Teléfono Telmex, Equipo de Copiado.

En éste lugar, el coordinador de la emergencia supervisa las actividades para el control y combate de una emergencia y al cual las demás empresas miembros del CRISAC, así como las de ayuda externa (Cruz Roja, IMSS, Bomberos municipales, etc.), deben canalizar toda la información y recursos.

Los sistemas de prevención de emergencias, son dispositivos cuya función principal es la de alertar a los trabajadores antes de que ocurra una emergencia y/o mitigar los daños o consecuencias derivadas de la misma. La confiabilidad en la respuesta de estos sistemas es a través de programas de revisión preventiva frecuente. Entre los dispositivos más comunes se tienen:

- * Sistemas de alarma y supresión de incendios.
- * Detectores de toxicidad.
- * Detectores de humo y fuego.



- * Sistemas de aspersión.
- * Detectores de explosividad.
- * Válvulas motorizadas a control remoto.
- * Interlocks

2.5.3 INVESTIGACIÓN Y ANÁLISIS DE INCIDENTES.

Para la investigación y análisis del siniestro, se reúnen el Grupo de Investigación de Incidentes, el encargado de la emergencia y el personal técnico del área afectada, con objeto de investigar las causas probables que originaron la contingencia, la forma en que se organizó el combate y las desviaciones suscitadas durante la misma.

La información antes mencionada es analizada, con el fin de establecer un juicio constructivo que permita obtener experiencias que sean utilizadas en el futuro para prevenir la repetición de estas situaciones, mejorar las técnicas de combate y control, y contribuir a salvaguardar la integridad física del personal y de las instalaciones.

REPORTE.

El análisis del incidente y las acciones correctivas deben darse a conocer al personal del área afectada, para cerciorarse de que se han comprendido y verificar si existe algún impedimento para poderlas llevar a cabo con objeto de evitar la repetición del suceso. El reporte de incidentes contiene básicamente los siguientes puntos:

a) Antecedentes.

Condiciones existentes en el área afectada antes de la emergencia, relato de los acontecimientos procurando concretarse a los hechos trascendentales. Cuantificar los daños, es decir, los ocurridos tanto a personas como a instalaciones. Contar con un reporte fotográfico y/ o diagrama de localización, anexando fotografías de equipos, personal e instalaciones afectadas. También se reportara la duración del evento desde su inicio hasta su total extinción.

Se cuantificará el consumo de materiales ocupados durante la emergencia, con el objeto de reabastecerlos y tener disponibilidad inmediata de los mismos. Conclusiones y



responsables anexando nombres y firmas del personal técnico encargado de generar el reporte.

b) Dictamen final.

El reporte generado, se envía a los integrantes de la Unidad de Respuesta a Emergencias quienes revisan el análisis del mismo y procederán a autorizar las acciones correctivas inmediatas o a mediano y largo plazo que de él deriven, así como designan a los responsables del seguimiento de las mismas.

Las acciones correctivas que afecten o alteren lineamientos establecidos dentro del Plan de Respuesta a Emergencias, deben ser integradas al mismo en forma inmediata.

2.5.4 RECURSOS PARA LA EMERGENCIA

EQUIPO Y SERVICIOS DE EMERGENCIAS

La Refinería dispone de personal capacitado para el combate y control de emergencias, así como grupos de apoyo a contingencias en área operativa.

Para estos casos se requiere tener la ubicación y disponibilidad de cada uno de los recursos para atención de la emergencia como son:

- * Equipos de salvamento.
- * Equipos de comunicación.
- * Equipos de protección personal.
- * Ambulancias, hospitales, albergues, etc.

La Refinería cuenta con sus propios recursos internos para la atención de emergencias que pudiera suscitarse. Así también como integrante del comité de protección Civil y del CRISAC, está comprometida a proporcionar ciertos recursos como apoyo para el combate de emergencias externas.

La Refinería tiene un departamento de contra incendio así como brigadas de emergencia para diferentes tipos de situaciones por ejemplo: rescate, primeros auxilios y combate de incendios, durante las 3 jornadas de trabajo, integradas por personal propio de la



Refinería seleccionado y entrenado para apoyar de inmediato el combate a una emergencia en cualquier área.

Estas brigadas tienen como funciones asignadas:

- * Identificar y verificar el riesgo.
- * Aplicar con los medios a su alcance el procedimiento específico para el tipo de emergencia.
- * En caso necesario y de ser posible, rescatar víctimas o lesionados y proporcionarles los primeros auxilios.
- * Informar al encargado de la emergencia de las acciones tomadas y las necesidades de combate y supresión de la contingencia.

SIMULACROS.

Para evaluar el grado de asimilación y/o conocimiento del personal que participa en los cursos de capacitación, en la Refinería se realizan simulacros contra incendio parciales y uno total, en los cuales se especifica el tipo y planta en donde se llevan a cabo y en el cual participa la Unidad de Respuesta a Emergencias; de la realización de este simulacro se debe generar el reporte que se menciona en el mismo procedimiento.

PRÁCTICAS DE OPERACIONES CONTRA INCENDIO.

El programa anual de pláticas y prácticas contra incendio que elabora la Superintendencia de Inspección Técnica y Seguridad Industrial, bajo la supervisión de la jefatura de contra incendio, se incluyen sesiones de prevención y combate de incendios, las cuales se desarrollan en el campo de prácticas localizado en el interior de las instalaciones, al que concurren en forma programada los trabajadores de la propia Refinería, personal contratista, estudiantes y visitantes de la región, entre otros.



2.6 DESCRIPCIÓN DEL CENTRO DE OPERACIONES DE EMERGENCIAS (COE).

2.6.1 OBJETIVO

El cumplimiento de la misión asignada al Centro de Operaciones de emergencia se llevará a cabo por medio del cumplimiento de los siguientes objetivos. ^(27, 28)

- * Garantizar que el proceso de toma de decisiones operativas se lleve a cabo fundamentado en información actualizada y debidamente confirmada.
- * Mantener debidamente informado al nivel político del Estado acerca de la evolución de la situación y de las operaciones de respuesta.
- * Mantener en todo momento una operación conjunta entre las instituciones del Sistema Nacional de Protección Civil

2.6.2 INFRAESTRUCTURA

Se designa así a la oficina en donde se reúne la Unidad de Respuesta a Emergencias y en donde se determinan las acciones a seguir para el control de la emergencia. Se tiene designado el cuarto de control centralizado BUNKER para la ubicación del COE. Este lugar cuenta con la siguiente infraestructura:

Energía eléctrica continua.- Ante una posible falla de suministro eléctrico durante una emergencia, el COE tiene un respaldo en la alimentación de este fluido mediante bancos de baterías recargables y también un generador eléctrico de combustión interna.

Red de comunicaciones.- Básicamente esta constituida por un sistema de fax, medios telefónicos y de radiocomunicación interna y externa. Además de un sistema de alarma en general al interior de la instalación. Se tiene un respaldo del 100% del sistema de comunicación.

Equipo de computo.- Se cuenta con sistema de control distribuido en donde se tiene una panorámica general del estado de las instalaciones durante una emergencia, así como computadoras personales con acceso a la intranet de PEMEX y a Internet.



Equipo y mobiliario.- Esta equipada con dos secciones; una sala para operaciones y transmisiones, y otra para sesiones relacionadas con la prevención, combate y control de una emergencia.

2.6.3 ACTIVACIÓN DEL CENTRO DE OPERACIONES EN EMERGENCIA (COE).

Es evidente que existirán incidentes que no requerirán motivar la activación del COE, cuando se presenten, ya que dependerán de su magnitud, escalamiento y clasificación.

Una vez declarada la emergencia de acuerdo a su nivel, el Coordinador General de la Emergencia o Máxima Autoridad del Centro de Trabajo, toma conocimiento del incidente y de acuerdo a la magnitud de la emergencia, **Activa** el Centro de Operaciones en Emergencia (COE).

Convoca a los integrantes de nivel estratégico de la Unidad de Respuesta a Emergencias URE para definir aquellas acciones que deben ejecutarse desde el Centro de Operación de Emergencias, COE, como son:

- * Superintendente General de Operación.
- * Superintendente General de Mantenimiento.
- * Jefe de la Unidad de Evaluación y Programación.
- * Jefe de la Unidad de Recursos Humanos.
- * Jefe de la Unidad Médica y Salud Ocupacional.
- * Superintendente de Recursos Materiales.
- * Jefe del departamento de Telecomunicaciones.

FUNCIONES DE LOS INTEGRANTES DEL COE.

Máxima autoridad del centro de trabajo.

- * Permanece en comunicación con el encargado de la emergencia del área.
- * De acuerdo a la magnitud y progreso de la Emergencia determina si se aplica el Plan de Emergencia Externo.
- * Con los medios existentes en el COE, se comunica con las autoridades de PEMEX de nivel central y autoriza la comunicación e información a los medios externos.



- * Determina en que momento se le notifica a Protección Civil.

Superintendente general de operación.

- * Permanece en comunicación con las brigadas de operación que están atendiendo el área siniestrada. En coordinación con el **encargado de la emergencia** determina y establece un paro seguro de las plantas afectadas por la emergencia.

Superintendente general de mantenimiento.

- * Permanece en comunicación con el **encargado de la emergencia**.
- * Proporciona los medios de transporte para llevar al área siniestrada los recursos materiales adicionales que se requiera. Permanece en comunicación con sus especialistas de mantenimiento para apoyar en las tareas de ataque directo a la emergencia. Así como en la fabricación de cobertizos provisionales para el Servicio Médico y los puestos de seguridad.
- * Proporciona el apoyo con personal para supervisar la buena operación de los equipos de emergencia como son las motobombas y las bombas estacionarias tipo diesel.

Jefe de la unidad de evaluación y programación.

- * Proporciona información de recursos humanos y materiales disponibles en otras filiales y otras dependencias, así como el tiempo de traslado al sitio de la emergencia.
- * Permanece en comunicación con su personal para que al final le proporcionen un informe sobre la actuación del personal de la Unidad de Respuesta a Emergencia.
- * Utiliza las computadoras para visualizar información que requiera y sea de utilidad.

Jefe de la unidad de recursos humanos.

- * Mantiene un censo del personal interno y/o externo, involucrado en la emergencia, para programar descansos, relevos y sustituciones para organizar y controlar la emergencia, elabora un directorio (domicilio y teléfono).
- * Atiende los trámites de trabajadores lesionados y/o fallecidos en la emergencia y avisa a los familiares.



- * Permanece en comunicación con su personal para apoyar a vigilancia en el control de acceso a las instalaciones.
- * Utiliza las computadoras para visualizar información que requiera y sea de utilidad.

Jefe de la unidad médica y salud ocupacional.

- * Permanece en contacto con el Hospital para comunicarle si se requieren sus servicios
- * Proporciona nota informativa al Coordinador General de la Emergencia sobre el estado de los lesionados, la asistencia médica proporcionada y su evolución.

Superintendente de recursos materiales.

- * Permanece en comunicación con el **encargado de la emergencia** para proporcionar los materiales que se requieran.
- * Se pone en comunicación con su personal para mantener personal de guardia en caso necesario, con el objeto de establecer un control para entrega y recibo de materiales de seguridad, contra incendio y mantenimiento que sean solicitados para el ataque de la emergencia. Tener un censo actualizado de proveedores que puedan proporcionar de emergencia consumibles de atención a la misma.

Jefe del departamento de telecomunicaciones.

- * Permanece en comunicación con el **encargado de la emergencia** para proporcionar los apoyos que se requieran como son megáfonos, baterías, etc.
- * Esta en comunicación permanente con su personal para apoyar durante todo el progreso de la emergencia. Revisa que el equipo de comunicación instalado en el COE funcionen correctamente.

2.6.4 ACOPIO Y ACTUALIZACION DE LA INFORMACIÓN

La información estará disponible en los archivos electrónicos de las computadoras del COE, y su actualización estará a cargo de S.I.T.S.I.P.A a través del Coordinador del Elemento 16 del SIASPA en interfase con el Elemento 10, y contara con la siguiente información: ⁽²⁸⁾

1. Directorio telefónico Refinería (Archivo electrónico).



2. Directorio telefónico PEMEX (Archivo electrónico).
3. Directorio telefónico Ayuda Mutua (Archivo electrónico).
4. Planes de respuesta a emergencias (Archivo electrónico).
5. Planes de respuesta ayuda mutua (Archivo electrónico).
6. Diagrama de flujo de procesos (Archivo electrónico).
7. Diagrama de tubería de instrumentación (Archivo electrónico).
8. Diagrama de sistema de agua de enfriamiento (Archivo electrónico).
9. Diagrama de los sistemas de desfogue (Archivo electrónico).
10. Diagrama de los sistemas de distribución de vapor (Archivo electrónico).
11. Listado de equipos dinámicos (Archivo electrónico).
12. Diagrama de la red contra incendio.
13. Plano cartográfico de accesos y vías de comunicación a la Refinería.
14. Plano cartográfico del entorno a la Refinería.
15. Plano cartográfico de ubicación de empresas de Ayuda Mutua.

Además se instalaron dos Software como apoyo para el manejo de las emergencias: 1) PHAST para el Análisis de consecuencias. 2) Risk Spectrum para el Análisis de secuencias y consecuencias de un evento catastrófico

Se llevará una bitácora donde se registrarán los integrantes de la URE que asistan a este Centro ya sea para alguna reunión ordinaria, capacitación o emergencias.

2.6.5 UBICACIÓN DEL COE.

Está ubicado en el exterior de la Refinería sobre el costado noroeste de las instalaciones del Instituto Mexicano del Petróleo, a una distancia de la planta mas próxima de 300 metros aproximadamente. Las rutas de acceso al COE para el personal que este dentro de las instalaciones de la Refinería es saliendo por las portadas norte industrial y administrativa, y para aquellos casos cuando el personal este fuera de las instalaciones, la llegada al COE será por el acceso del estacionamiento.

En la siguiente figura se observa la ubicación del COE, así como las rutas de acceso del mismo.

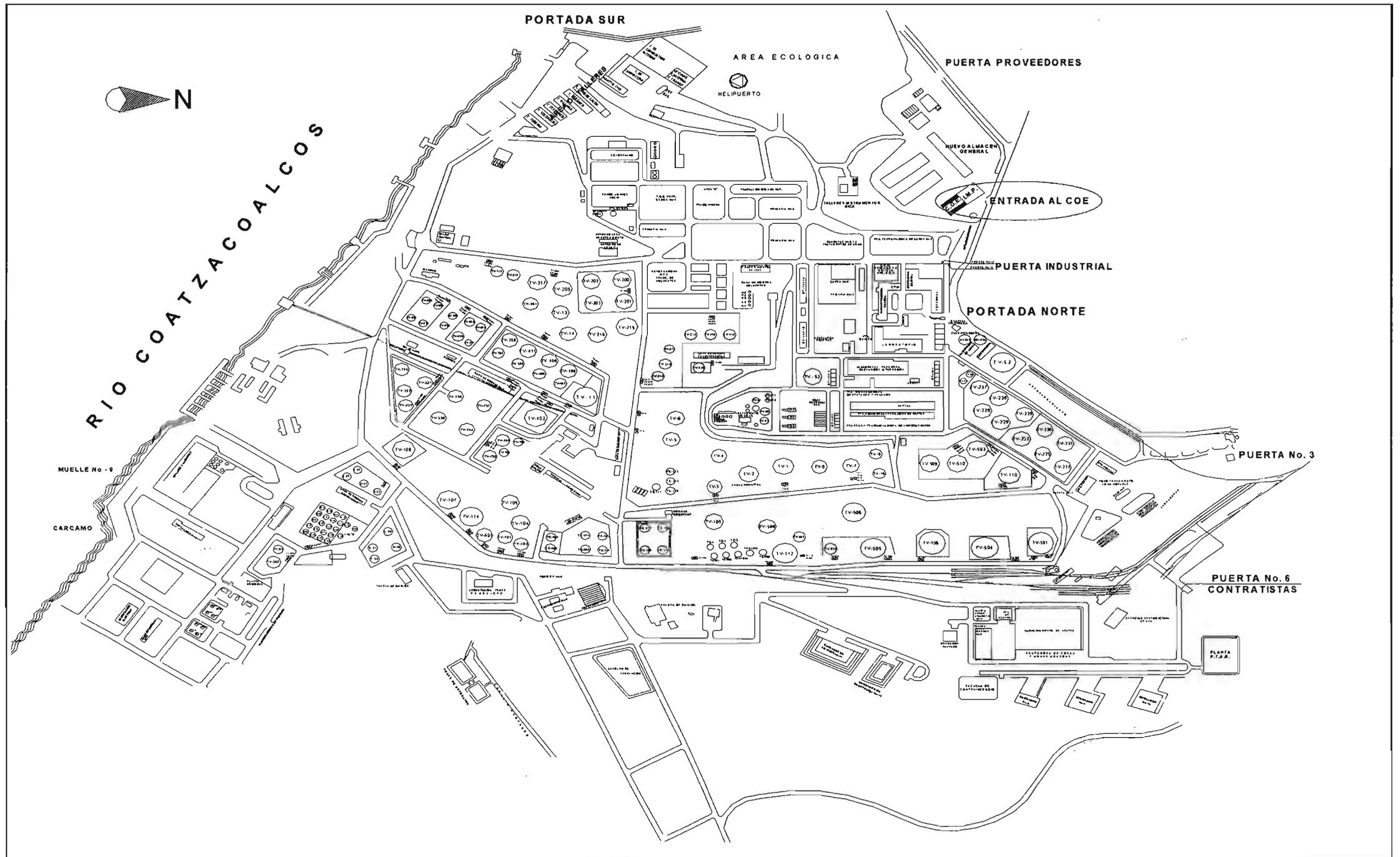


Figura 9. Localización del COE



2.5.3	Investigación y análisis de incidentes.	95
2.5.4	Recursos para la emergencia.	96
2.6	Descripción del centro de operaciones de emergencias (COE).	98
2.6.1	Objetivo.	98
2.6.2	Infraestructura.	98
2.6.3	Activación del centro de operaciones de emergencia.	99
2.6.4	Acopio y actualización de la información.	101
2.6.5	Ubicación del COE.	102
3.	Casos de estudio	104
3.1	Identificación de los 10 eventos más críticos en la Refinería.	105
3.2	Modelamiento y estimación de las consecuencias	115
3.2.1	Evento crítico no. 1. Fuga por bridas de fondo de 12" ϕ en V-1600. Torre fraccionadora de crudo reducido.	118
3.2.2	Evento crítico no. 2. Fuga de gasolina primaria por poro de 1/2" ϕ en fondo DA-101B. Torre desbutanizadora	122
3.2.3	Evento crítico no. 3. Fuga de butano por brida de 6" ϕ en fondo de DA-107. Torre desisobutanizadora.	128
3.2.4	Evento crítico no. 4. Fuga de butanos por niple de 3/4" ϕ en torre desisobutanizadora DA-201.	134
3.2.5	Evento crítico no. 5. Fuga de propano-propileno por poro de 1/2" ϕ en una altura de 30 m de la torre despropilenizadora DA-901.	140
3.2.6	Evento crítico no. 6. Fuga de hidrógeno en compresor GB-502A/B por ruptura total de tubo de 4" ϕ .	145
3.2.7	Evento crítico no. 7. Fuga de gas L.P., por línea de dren 2" ϕ en esfera TE-406, la válvula no cierra.	150
3.2.8	Evento crítico no. 8. Derrame de crudo en tanque TV-110	154
3.2.9	Evento crítico no. 9. Derrame de gasolina en tanque TV-205	160
3.2.10	Evento crítico no. 10. Fuga de Cl ₂ por poro en cuerpo de cilindro de 1/6" ϕ	181



3. CASOS DE ESTUDIO



3 CASOS DE ESTUDIO

3.1 IDENTIFICACIÓN DE LOS 10 EVENTOS MÁS CRÍTICOS EN LA REFINERÍA

De la descripción de las plantas en el capítulo 2.2 se localizaron los equipos críticos, los cuales son punto clave en el modelamiento y estudio de este trabajo, a continuación se da la lista de eventos críticos que se pudieran suscitar en la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, Ver.

Área 1. Primaria 3. Sección de Fraccionamiento

El crudo reducido tiene una temperatura de auto-ignición de 330°C, es decir es la temperatura a la cual el vapor se enciende espontáneamente en el medio ambiente. Considerando esta propiedad, y teniendo en cuenta que la torre de destilación atmosférica opera a 336°C. Es de gran importancia contar con medidas preventivas en caso de que exista una fuga de dicha sustancia en el fondo de la torre, por sellos de bombas o en bridas.

Evento crítico No.1.- Fuga por bridas de fondo de 12" ϕ en V-1600. Torre Fraccionadora de Crudo reducido.

Presión de diseño $\approx 3.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Presión de operación $\approx 0.850 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Temperatura de diseño domo $\approx 343^\circ\text{C}$

Temperatura de diseño fondo $\approx 399^\circ\text{C}$

Temperatura de operación $\approx 336^\circ\text{C}$

Altura de la torre 33.0 m

Densidad $\approx 0.883 \text{ g/cm}^3$

NPT $\approx 4.57 \text{ m}$

Capacidad $\approx 121 \text{ m}^3$ (106.843 ton)

Entró en operación en 1969

Área 2. Estabilizadora de gasolina

La torre DA-101B estabilizará gasolina primaria, operará a presiones y manejará



inventarios altos, es posible que presente un evento de fuga en línea de fondo ya que dicha gasolina trae un alto contenido de azufre, el cual provocará corrosión en las paredes de la línea y en los accesorios, aunado a que tal instalación entró a operar en el año de 1977 y si además carece de mantenimiento, tal evento se desarrollará.

Evento crítico No.2.- Fuga de gasolina primaria por poro de $\frac{1}{2}$ " ϕ en fondo de **DA-101B**.

Torre estabilizadora de gasolina.

Presión de diseño = 26 kg/cm² man

Presión de operación = 18.5 kg/cm² man

Temperatura de diseño = 140°C

Temperatura de operación = 44°C

Capacidad = 60 m³ (35000 B/día)

Composiciones de alimentación %mol

Metano (CH₄) = 0.1

Etano (C₂H₆) = 0.20

Propano (C₃H₈) = 3.0

n-Butano (C₄H₁₀) = 10.2

i-Butano (C₄H₁₀) = 2.1

n-Pentano (C₅H₁₂) = 16.5

i-Pentano (C₅H₁₂) = 8.8

n-Hexano (C₆H₁₄) + = 59.1

Composiciones en domo %mol:

Metano (CH₄) = 0.69

Etano (C₂H₆) = 1.39

Propano (C₃H₈) = 20.87

n-Butano (C₄H₁₀) = 63.88

i-Butano (C₄H₁₀) = 13.15

Composiciones en fondo %mol

n-Butano (C₄H₁₀) = 1.32

i-Butano (C₄H₁₀) = 0.27

n-Pentano (C₅H₁₂) = 19.23



i-Pentano (C_5H_{12}) =10.26

n-Hexano (C_6H_{14}) =68.90

Área 2. Estabilizadora 3, Proceso de desisobutanización

La torre maneja altos inventarios de hidrocarburos ligeros y dadas las propiedades de dichas sustancias siempre está latente el riesgo de incendio y contaminación ambiental por fuga en el fondo de la torre o en sus conexiones.

Evento crítico No.3.- Fuga de butano por brida de 6" ϕ en fondo de DA-107. Torre desisobutanizadora.

Presión de diseño =26 kg/cm² man

Presión de operación =10.5 kg/cm²

Temperatura de diseño =140°C

Temperatura de operación domo =58.8°C

Temperatura de operación fondo =70.5°C

Capacidad =38.4 m³ (101.6 ton)

Composiciones en alimentación %mol:

Propano (C_3H_8) =0.2

i-Butano (C_4H_{10}) =28.8

n-Butano (C_4H_{10}) =70.2

i-Pentano (C_5H_{12}) =0.8

Composiciones en domo %mol:

Propano (C_3H_8) =11.2

i-Butano (C_4H_{10}) =87.6

n-Butano (C_4H_{10}) =1.2

Composiciones en fondo %mol:

i-Butano (C_4H_{10}) =6.9

n-Butano (C_4H_{10}) =92.8

i-Pentano (C_5H_{12}) =0.3



Área 2. DIC4

Esta torre también maneja altos inventarios de hidrocarburos ligeros, el escenario de sobrepresión en la torre es de gran interés ya que este evento podría provocar una fuga por los accesorios a lo largo de la torre, provocando un riesgo de incendio y contaminación ambiental.

Evento crítico No.4- Fuga de butanos por niple de $\frac{3}{4}$ " ϕ en DA-201. Torre desisobutanizadora.

Presión de diseño =9.5 kg/cm²

Presión de operación domo =6.7kg/cm²

Presión de operación fondo =7.4 kg/cm²

Temperatura de diseño domo =76°C

Temperatura de diseño fondo =94°C

Temperatura de operación domo =57°C

Temperatura de operación fondo =71°C

Capacidad =80.3 m³ (36.938 ton)

Densidad relativa =0.46 g/cm³

Composiciones en alimentación %mol:

Propano (C₃H₈) =0.7

i-Butano (C₄H₁₀) =31.6

n-Butano (C₄H₁₀) =67.2

i-Pentano (C₅H₁₂) =0.5

Composiciones en domo %mol:

Propano (C₃H₈) =2.5

i-Butano (C₄H₁₀) =96.5

n-Butano (C₄H₁₀) =1.0

Composiciones en fondo %mol:

i-Butano (C₄H₁₀) =3.38

n-Butano (C₄H₁₀) =94.46

i-Pentano (C₅H₁₂) =2.16



Área 4. Planta Fraccionadora de Propano-Propileno

La torre despropilenizadora no cuenta con un sistema que elimine el exceso de presión, el incremento de la presión interna puede ocasionar que el metal se fisure, provocando la ruptura del tanque y la liberación súbita de grandes cantidades de líquido en ebullición, generándose su vaporización, su expansión, y finalmente su ignición por la cercanía de los calentadores de la planta primaria 5 y la preparadora de carga 2. El evento que se propone es el de una perforación en el cuerpo del equipo a una altura de 30m, si se considera que en la actualidad la torre tiene mas de 30 años trabajando, además con las condiciones ambientales (brisa marina y salitroso), es probable que ocurra.

Evento crítico No.5.- Fuga propano-propileno por poro de $\frac{1}{2}$ " ϕ en DA-901, una altura de 30 m de la torre despropilenizadora

Presión de diseño en domo =20.7 kg/cm² man

Presión de diseño en fondo =21 kg/cm² man

Presión de operación =19.5 kg/cm² man

Temperatura de diseño en domo =45°C

Temperatura de diseño en fondo =60°C

Temperatura de operación =50 °C

Inventario =7600 kg

Altura de la torre 60.4 m

NPT =7.8m

Composiciones en alimentación %mol:

Propano (C₃H₈) =27.8

Propileno (C₃H₆) =71.6

n-Butano (C₄H₁₀) =0.2

i-Butano (C₄H₁₀) =0.3

Butileno (C₄H₈) =0.1

Composiciones en domo %mol:

Propano (C₃H₈) =5.0

Propileno (C₃H₆) =95.0



Composiciones en fondo %mol:

Propano (C_3H_8) =91.3

n-Butano (C_4H_{10}) =0.1

i-Butano (C_4H_{10}) =6.7

Butileno (C_4H_8) =1.9

Área 5. U-500. Planta reformadora de nafta pesada No.2

Una de las reacciones importantes de esta planta es la de desintegración con hidrógeno, y debido a los compromisos de obtención de rendimientos máximos la carga de hidrógeno debe ser 4000 y 8000 ft³/s por barril de alimento nuevo. Cabe señalar que el paro de este compresor ocasionaría productos fuera de especificación, y además dado que el hidrogeno es altamente flamable, no tóxico y es el más ligero de los gases conocidos en función a su bajo peso específico con relación al aire. Por esta razón, su manipulación requiere de cuidados especiales para evitar accidentes. El hidrógeno es particularmente propenso a fugas debido a su baja viscosidad y a su bajo peso molecular.

Evento crítico No.6.- Fuga de hidrogeno en compresor **GB-502A/B** por ruptura total de tubo de 4" ϕ .

Primer paso:

Temperatura / Presión de succión = 47°C / 12.7 kg/cm²

Temperatura / Presión de descarga = 120.18°C / 30.63 kg/cm²

Segundo paso:

Temperatura / Presión de succión = 40°C / 30.63 kg/cm²

Temperatura / Presión de descarga = 131°C / 60 kg/cm²

Composiciones en %mol

Hidrógeno =90.405

Metano (CH_4) =3.87

Etano (C_2H_6) =2.399

Propano (C_3H_8) =1.456

n-Butano (C_4H_{10}) =0.383



i-Butano (C_4H_{10}) =0.322

n-Pentano (C_5H_{12}) =0.095

i-Pentano (C_5H_{12}) =0.180

n-Hexano+ (C_6H_{14}) =0.888

Agua =0.002

Inventario =10 ton

Área 6A. Área de tanques

En áreas de almacenamiento los incendios de gas L.P., normalmente se producen por fugas en las conexiones, por las uniones de tuberías, por válvulas o por sobrellenado de los tanques de almacenamiento, y no por fallas atribuibles a los tanques mismos. En operaciones de purga o muestreo, un error humano también puede ocasionar una fuga.

En estado gaseoso, el gas L.P., es más pesado que el aire, por lo cual tiende a permanecer a nivel de piso dispersándose menos rápidamente que los hidrocarburos que son más ligeros que el aire. Las propiedades del gas provocan que las fugas de este producto sean difíciles de controlar, ya que su tendencia es la de permanecer a nivel de piso y de moverse con el viento hacia las zonas bajas del terreno, por lo que es necesario mantenerlas alejadas de las fuentes de ignición y contar con medios adecuados de control que permitan evitar un accidente mayor por explosión o incendio.

En las fugas mayores de gas L.P., la evaporación del líquido bajo presión no es instantánea, y termodinámicamente se produce una expansión del tipo iso-entálpica que mantiene el producto como un líquido sub-enfriado por algún tiempo. A medida que se absorbe calor del piso y del medio ambiente, la evaporación aumenta. En instalaciones de almacenamiento de gas L.P., las emergencias pueden variar desde una pequeña fuga, hasta la ocurrencia de un BLEVE. Una fuga pequeña no atendida adecuada y oportunamente, puede generar un incendio de gran magnitud.

Evento crítico No.7.- Fuga de gas L.P., por línea de dren 2" ϕ , en esfera TE-406., la válvula no cierra.

Composiciones en %mol

Mezcla de butanos =30



Propano =70

Capacidad: 15,000 Bls

Presión de diseño: 15 kg/cm²

Temperatura ambiente (36°C)

El tanque tiene un sistema de tres anillos contra incendio, uno superior, uno intermedio y uno inferior, Además cuenta con un sistema de aceite hidráulico el cual tiene la capacidad de cerrar las válvulas vickers ubicadas en cada tanque de almacenamiento en un caso de incendio.

Área 6A. Área de tanques, crudo o hidrocarburos pesados.

El fenómeno que se presenta durante un incendio en tanques de almacenamiento que contienen petróleo o hidrocarburos pesados es la expulsión sin control de este material en estado líquido y con temperatura alta (entre 100 y 340°C), debido a la evaporación súbita de agua introducida o contenida en el recipiente. Esto ocurre cuando residuos de la superficie encendida se vuelven más densos que el producto no incendiado, formando una capa caliente que avanza hacia abajo más rápidamente que el líquido que regresa a la superficie. Cuando esta capa caliente alcanza el agua o la emulsión agua-aceite depositada en el fondo del tanque, se provoca un calentamiento y eventualmente la ebullición súbita del agua, con lo cual, el producto fluye explosivamente hacia arriba originando la expulsión de aceite caliente e incendiado, asociado con un incremento repentino de la intensidad del fuego.

Evento crítico No.8.- Derrame de crudo en tanque de almacenamiento **TV-110**.

Capacidad =200000 Bls (28077.2 ton).

Densidad =0.883 g/cm³

El tanque inicio su operación en 1-01-1979, su última reparación fue 01-01-1995 y tiene una reparación programada en el 2007.

Tipo de cúpula flotante sin membrana interna

Altura total 15.2 m

Altura operacional 12.5 m

Temperatura 50°C



Presión atmosférica

Composiciones en %mol

LPG =1.0

Nafta =25.0

Kerosina =6.0

Kerosina pesada =5.0

Gasóleo ligero =17

Gasóleo pesado =6

Gasóleo de vacío ligero =11

Gasóleo de vacío pesado =3

Residuo de vacío =26

Área 6A. Área de tanques de gasolina

La gasolina está compuesta por una mezcla de hidrocarburos parafínicos, isoparafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos, que principalmente contienen moléculas con cadenas de cinco a doce carbonos. Un derrame de gasolina puede provocar un charco de fuego y una intoxicación al personal debido a que los vapores que desprende de su combustión son corrosivos y venenosos; además de un daño al medio ambiente si entrara a las vías pluviales y al alcantarillado.

Evento crítico No.9.- Derrame de Gasolina PEMEX Magna en tanque **TV-205**

Tanque de preparación de gasolina PEMEX Magna

Capacidad =100000 BLS

Composición de la gasolina en número totales de carbonos en % mol.

Pentanos =5.150

Hexanos =26.043

Heptanos =30.695

Octanos =23.462

Nonanos =11.254

Decanos =3.075



$$C_{11}'s = 0.321$$

Temperatura de operación ambiental (36°C)

Presión atmosférica

Velocidad de recibo 7.10 ft/seg.

Velocidad de salida 5.18 ft/seg.

Diámetro de entrada 8" ϕ

Diámetro de salida 14" ϕ

Área. Servicio de biocida en torres de enfriamiento.

El manejo, transporte y almacenamiento del cloro dentro de las instalaciones es de suma importancia, debido a los efectos que se pueden presentar en caso de un accidente; en particular interés a la liberación a la atmósfera del gas, proveniente de una fuga, debido a la posible exposición de personas a concentraciones que puedan afectar su salud.

Evento crítico No.10.- Fuga de Cl_2 por poro en cuerpo de cilindro de 1/6" ϕ .

Capacidad =907 kilogramos

Debido a la presión hidrostática del cloro liquido confinado, la temperatura y presión de almacenamiento varían directamente.

Temperatura °C	Presión kg/cm ²
15.6	4.9854
26.7	7.1558
37.6	9.8921
40	13.1439
50	17.1078



3.2 MODELAMIENTO Y ESTIMACIÓN DE LAS CONSECUENCIAS DE LOS EVENTOS CRÍTICOS

Existen eventos críticos que se modelaron con ambos software; sin embargo el tipo de modelo usado depende del tipo de datos con los que se cuente, como se muestra en la sección 3.1.

Los modelos descritos en el capítulo 2.4.2 generan una gran variedad de consecuencias que pueden ser expresadas como muertes o daños a personas y a la propiedad; las consecuencias también pueden ser pérdidas monetarias, los efectos al medio ambiente pueden ser mucho más complejos, daños a la fauna y/o a la vegetación, contaminación del suelo, daños a los recursos naturales y otros impactos. Por tales razones es de gran importancia el modelamiento de eventos considerados como críticos; donde se determinará la zona afectada y la probabilidad de ocurrencia en cada caso.

PARA LA REALIZACIÓN DE LAS SIMULACIONES SE TOMARON LAS SIGUIENTES CONSIDERACIONES:

1. Se consideraron tres condiciones ambientales: en la primera se tomó una velocidad del viento de 1,5 m/s con estabilidad ambiental clase F por ser las condiciones meteorológicas para el peor escenario, de acuerdo con el Instituto Nacional de Ecología INE y con el "RMP Offsite Consequence Analysis" de la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (USEPA); en la segunda se utilizó la velocidad del viento promedio de la región de 2.77 m/s, con estabilidad ambiental clase A por ser las características promedio del sitio más favorables para generar eventos de riesgo y como tercera condición se utilizó la velocidad de 4.0 m/s con estabilidad ambiental clase D, por ser las características promedio menos favorables para generar eventos de riesgo.

Para la simulación de los análisis de consecuencias, en todos los casos se tomaron las condiciones meteorológicas de Minatitlán.



Climatológicas:

Tipo de clima: Tropical húmedo. Temperaturas: 32°C, Promedio mensual: 28°C, Promedio anual: 22°C, Máxima mensual: 40°C, Mínima mensual: 11°C

Precipitación:

Frecuencia: Julio, Agosto, Septiembre, Octubre, Noviembre Diciembre, Enero, Febrero;

Precipitación anual: 2752 mm, Promedio mensual: 220 mm.

Lluvias torrenciales: Durante los meses de Noviembre y Diciembre.

Frecuencia de tormentas eléctricas: Octubre, Noviembre, Diciembre, Enero.

Velocidad y dirección del Viento:

Rosa de vientos norte 3.3 m/s. Vientos máximos: 17.4 m/s. Velocidad media 2.77 m/s.

Estabilidad atmosférica: Baja

2. Como fuentes de ignición se consideran, las chispas (cuando se corta o se solda), flamas (flamas de quemadores), electricidad estática, fricción, calor, rayos (donde los pararrayos no son usados).

3. Se consideran los siguientes valores de consecuencias.

Tabla 21. Valores de consecuencias.

	Radiación (kW/m ²)	Sobrepresión (psi)
Zona de seguridad	1.6	0.5
Zona de amortiguamiento	4	1
Zona de alto riesgo	12.5	2

4. Se considera que el Análisis de Árbol de Fallas no llegará a una verdad absoluta y solamente podrá contar con las formas de fallas o caminos de falla que el analista identifique. Además los valores de probabilidad deben ajustarse a las condiciones de



operación actual, condiciones ambientales, historia de operación, historia de mantenimiento y edad del equipo.

5. Para la asignación y determinación de las probabilidades y frecuencias de cada evento se usará la tabla siguiente, la cual es recomendada en el manual de metodologías para el desarrollo y actualización de análisis de riesgos, del Sistema Integral de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental:

Tabla 21. Frecuencias. ⁽²³⁾

Probabilidad	Frecuencia
10^0	Inminente (puede ocurrir en cualquier momento).
10^{-1}	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año).
10^{-3}	Probable ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año.
10^{-5}	Poco probable (no se ha presentado en 5 años).
10^{-7}	Improbable (no se ha presentado en diez años).
10^{-9}	No se ve posibilidad de que ocurra el riesgo.

A continuación se dan los resultados de las simulaciones para cada evento.



3.2.1 EVENTO CRÍTICO No.1: FUGA POR BRIDAS DE FONDO DE 12" ϕ EN V-1600. TORRE FRACCIONADORA DE CRUDO REDUCIDO.

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 36.1420 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Presión de salida: 1.05 bar

Temperatura de salida: 331.53 °C

El modelo de explosión y fuego que resulta es el Chorro de fuego (Jet Fire), determinando que es peligroso para las tres categorías, a continuación se muestran las distancias y niveles de radiación.

Tabla 23. Niveles de radiación del Jet Fire de la torre fraccionadora de crudo reducido.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	152.366	151.263	149.886
4	103.024	107.025	109.689
12.5	53.3067	63.8757	70.8507

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope "Fuga de crudo en V-1600", son:

Número de conjuntos mínimos de cortes. Son 7 conjuntos de cortes mínimos de primer orden, 5 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden y 1 conjunto de corte mínimo de tercer orden.

Índice de importancia Fussel-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir, nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

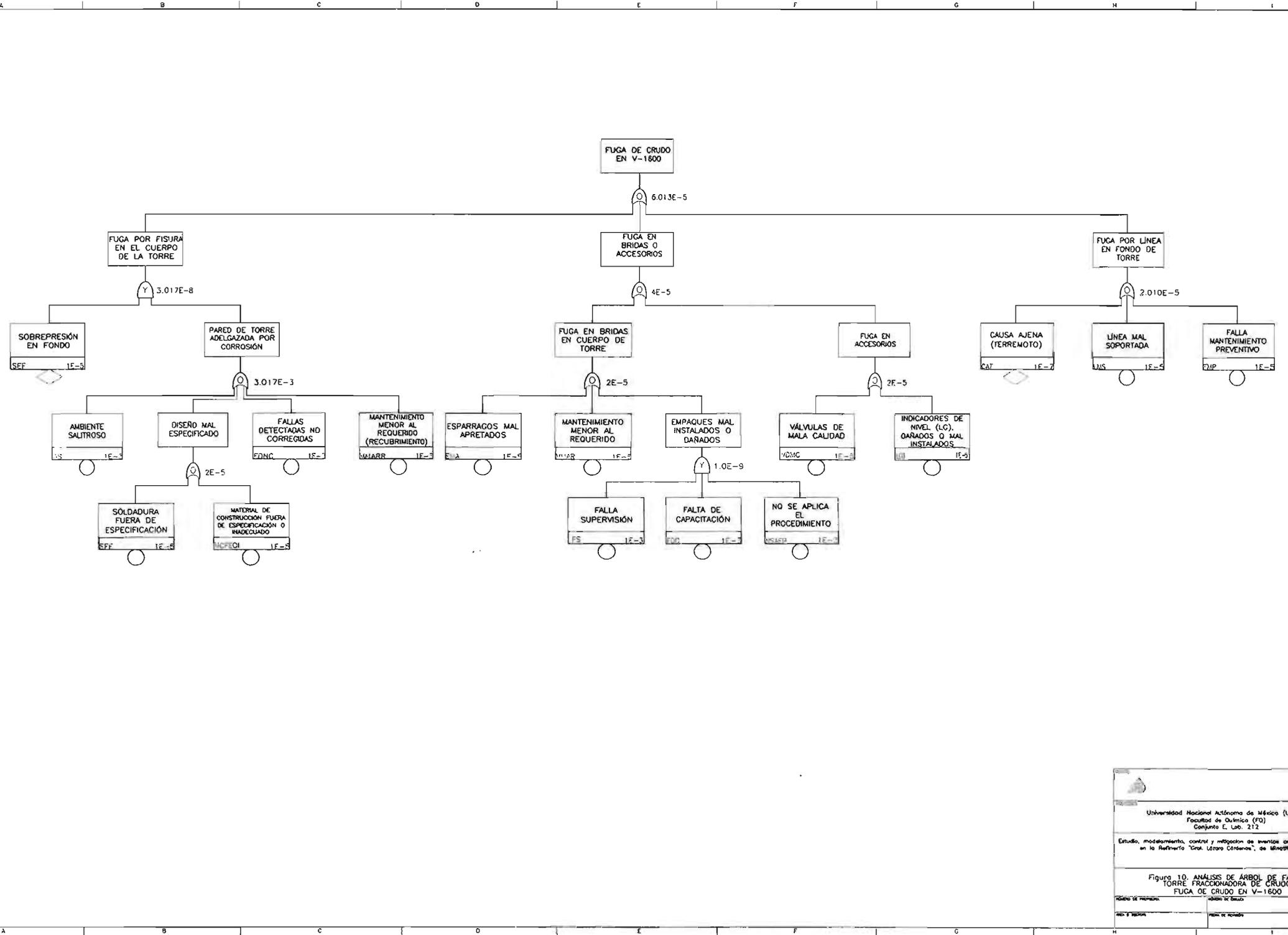


Mantenimiento menor al requerido, MMAR
 Indicadores de nivel (LG) dañados o mal instalados, LGD
 Espárragos mal apretados, EMA
 Válvulas de mala calidad, VDMC
 Línea mal soportada, LMS
 Falla mantenimiento preventivo, FMP

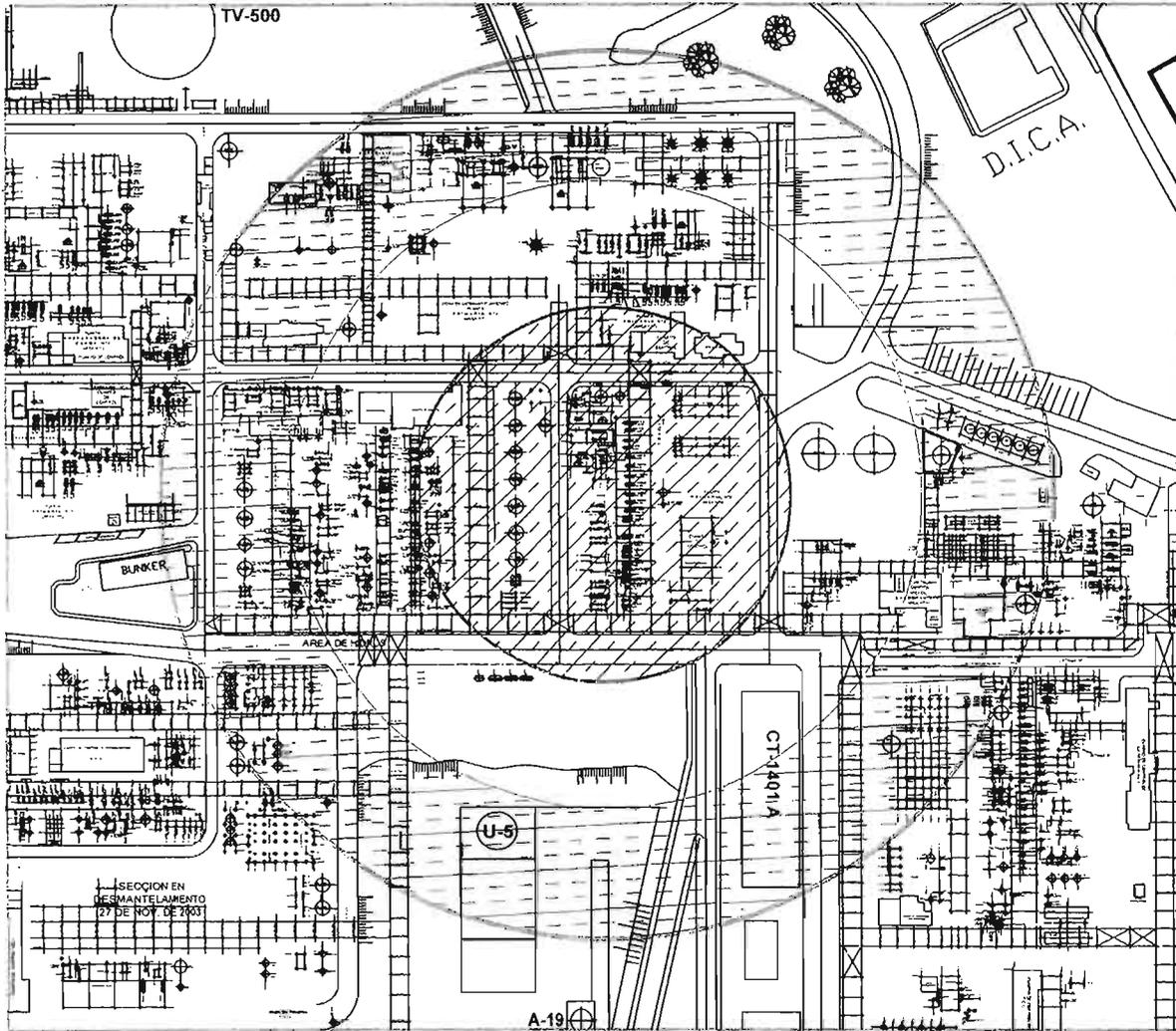
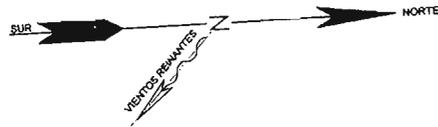
Cabe mencionar que estos eventos tienen un porcentaje de contribución de **16.63%** cada uno, es decir suman el **99.78%** de la probabilidad calculada y el factor Fussell-Vesely de cada evento básico es **1.66E-1**.

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **6.013E-5**, y la **frecuencia** (eventos por año) calculada es de **6.01318E-5**, es decir, poco probable, se puede presentar una vez en 5 años.

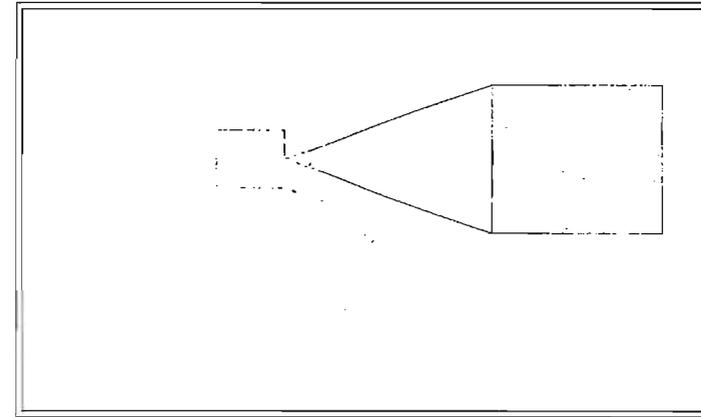
En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto L, Lab. 212
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de eventos críticos probables
 en el Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas", de Minatitlán, Ver.
 Figura 10. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS
 TORRE FRACCIONADORA DE CRUDO
 FUGA DE CRUDO EN V-1600
 Número de revisión: 01
 Fecha de revisión: 01/01/2010



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
V-1600	JET FIRE	ZONA ALTO RIESGO 12.6 km ²	ENERGÍA MÍNIMA PARA LA IGNICIÓN PILOTEADA DE LA MADERA Y FUNDICIÓN DE TUBERÍA DE PLÁSTICO, CON 100% DE LETALIDAD EN 1 MIN.	83.8757 m
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 4.0 km ²	CAUSA DAÑOS AL PERSONAL SI NO SE PROTEGE ADECUADAMENTE EN 20 S.E.G. SUFRIENDO QUEMADURAS DE 2º GRADO. 0 LETALIDAD	107.025 m
		ZONA DE SEGURIDAD 1.8 km ²	FLUJO TÉRMICO EQUIVALENTE AL SOL EN VERANO Y AL MEDIO DÍA. NO CAUSARÁ INCOMODIDAD POR EXPOSICIÓN PROLONGADA.	151.283 m

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM)
 Facultad de Química QIQ
 Conjunto E, Lab. 212

OBJETIVO:
 Estudiar, modelar, controlar y mitigar los efectos críticos ocurridos en la Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Matamoros.

TÍTULO DEL TRABAJO: Figura 11. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS TORRE FRACCIONADORA DE CRUDO V-1600 FUGA DE CRUDO POR BRIDAS DE FONDO DE 12" DIÁMETRO

FECHA DE ENTREGA: ARCA 2



3.2.2 EVENTO CRÍTICO No.2: FUGA DE GASOLINA PRIMARIA POR PORO DE ½" ϕ EN FONDO DA-101B. TORRE DESBUTANIZADORA

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 1.193 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Presión de salida: 1.01 bar

Temperatura de salida: 44.55°C

Las consecuencias de este evento son el Chorro de fuego (Jet Fire), Charco de fuego (Pool Fire) y Vaporización de fuego (Flash Fire):

En la siguiente tabla se muestran los efectos de radiación del Jet Fire, el cual es peligroso para las tres categorías.

Tabla 24. Niveles de radiación del Jet Fire en fondo de DA-101B torre desbutanizadora.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	27.7413	27.7413	27.7413
4	20.7111	20.7111	20.7111
12.5	18.0666	18.0666	18.0666

En la siguiente tabla se muestra los efectos del charco de fuego (Pool Fire):

Tabla 25. Niveles de radiación del Pool Fire en fondo de DA-101B torre desbutanizadora.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	19.103	17.1214	16.7246
4	14.8582	13.6724	13.5653
12.5	11.5101	11.0928	11.1653



En la siguiente tabla se muestra los efectos de la vaporización por fuego (Flash Fire) en sus límites inferiores de inflamabilidad LFL_{Frac} y LFL.

Tabla 26. Límites inferiores de inflamabilidad del Flash Fire en fondo de DA-101B torre desbutanizadora.

Concentración (ppm)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
LFL _{Frac} : 5490.75	51.7712	36.7262	38.3581
LFL: 10981.5	40.2827	25.2311	26.0824

En donde LFL_{Frac} es la concentración que determina la máxima distancia a la cual la nube puede tener una ignición, y LFL es el límite de concentración en el cual la mezcla puede quemarse en presencia del aire.

También se muestra los efectos de una explosión con ignición tardía usando el modelo de TNT, las distancias son tomadas desde el origen del incendio.

Tabla 27. Distancia máxima de sobrepresión por una ignición tardía en fondo de DA-101B torre desbutanizadora.

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia máxima (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	112.32	59.3111	58.66
0.0689/1.0	87.9404	47.8445	47.4481
0.1378/2.0	73.9117	41.2464	40.9966

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento catastrófico “Fuga de gasolina primaria por ruptura de la torre DA-101B”, son:

Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 1 conjunto de corte mínimo de primer orden, 1 conjunto de corte mínimo de segundo orden y 8 conjuntos de cortes mínimos de tercer orden.



Tabla 28. Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de fuga de gasolina primaria por ruptura de la torre DA-101B.

Evento 1	Evento 2	Evento 3
Fractura por defectos del material, FPDM		
Error humano ignición por soldadura o corte, EHIPSC	Fuga de gas, FG	
Alto contenido de hidrocarburos ligeros, ACL	PSV se queda pegada, PSVSQP	Toma obstruida, TO
Alto contenido de hidrocarburos ligeros, ACL	Mantenimiento menor al adecuado, MMAA	PSV se queda pegada, PSVSQP
DA-101B opera desde 1977, DAOD77	Falla mantenimiento (recubrimiento), FMR	Sustancias corrosivas en el gas, SCEG
Alto contenido de hidrocarburos ligeros, ACL	PSV mal calibrada, PSVMC	Toma obstruida, TO
Alto contenido de hidrocarburos ligeros, ACL	Falla eléctrica, FE	PSV se queda pegada, PSVSQP
Alto contenido de hidrocarburos ligeros, ACL	Mantenimiento menor al adecuado, MMAA	PSV mal calibrada, PSVMC
Falla aplicación de la soldadura, FAS	Falla inspección (por omisión), FI	Falla al tomar la acción correcta después de la observación, FTACDO
Alto contenido de hidrocarburos ligeros, ACL	Falla eléctrica, FE	PSV mal calibrada, PSVMC

Las combinaciones en cada conjunto de corte mínimo deben de desarrollarse simultáneamente para que el evento catastrófico se pueda presentar, los primeros cuatro conjuntos son los que tienen mayor importancia, ya que contribuyen en 99.96% de la probabilidad de ocurrencia del evento tope.

Índice de importancia Fussel-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que



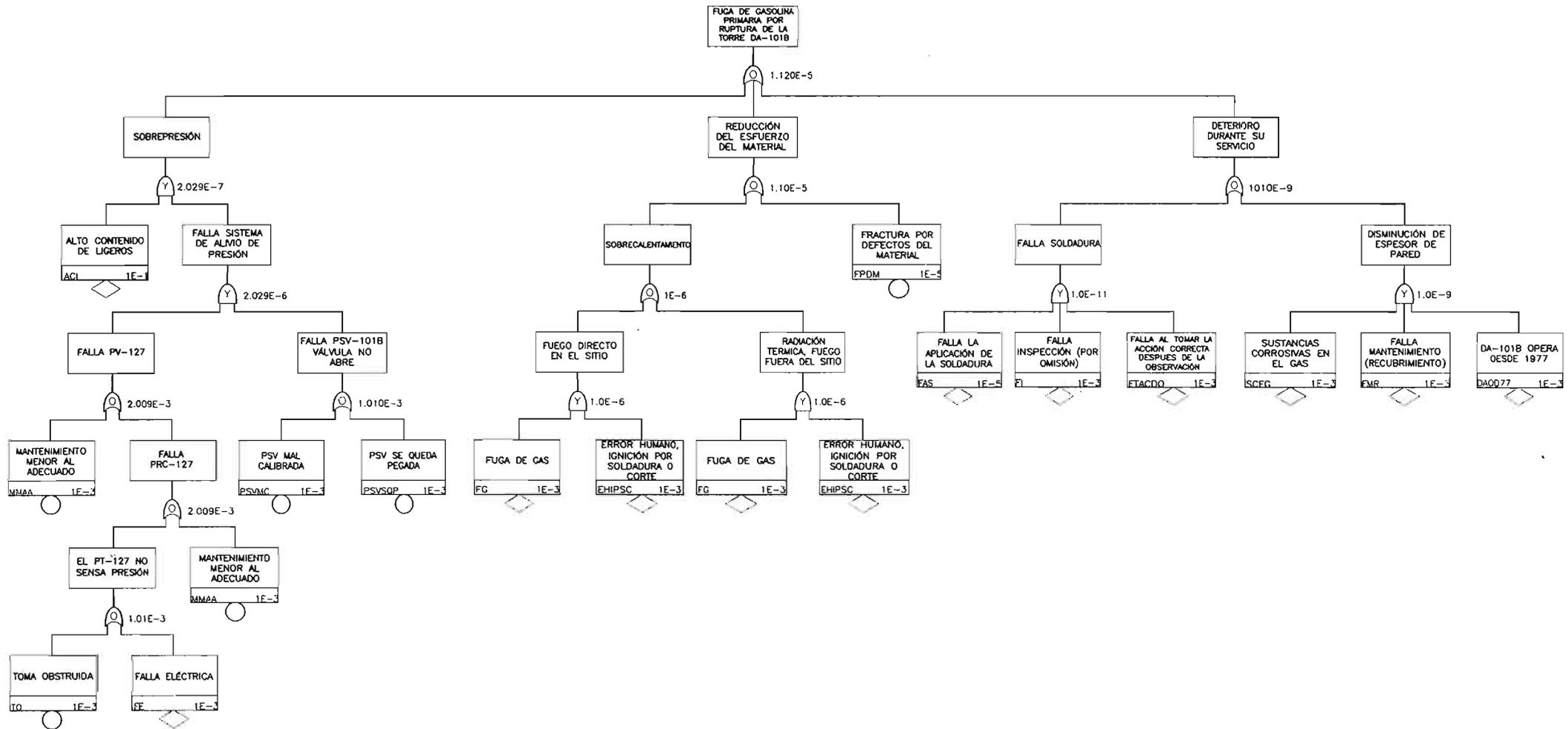
cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

Tabla 29. Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope fuga de gasolina primaria por ruptura de la torre DA-101B.

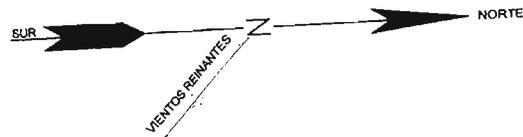
Eventos básicos.	Factor Fussel-Vesely
Fractura por defectos del material, FPDM	8.93E-01
Error humano ignición por soldadura o corte, EHIPSC	8.93E-02
Fuga de gas, FG	8.93E-02
Alto contenido de hidrocarburos ligeros, ACL	1.81E-02
PSV se queda pegada, PSVSQP	1.79E-02
Toma obstruida, TO	9.01E-03
Mantenimiento menor al adecuado, MMAA	9.01E-03
PSV mal calibrada, PSVMC	1.79E-04

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **1.120E-5**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **1.1204E-5**, es decir, poco probable, no se ha presentado en 5 años.

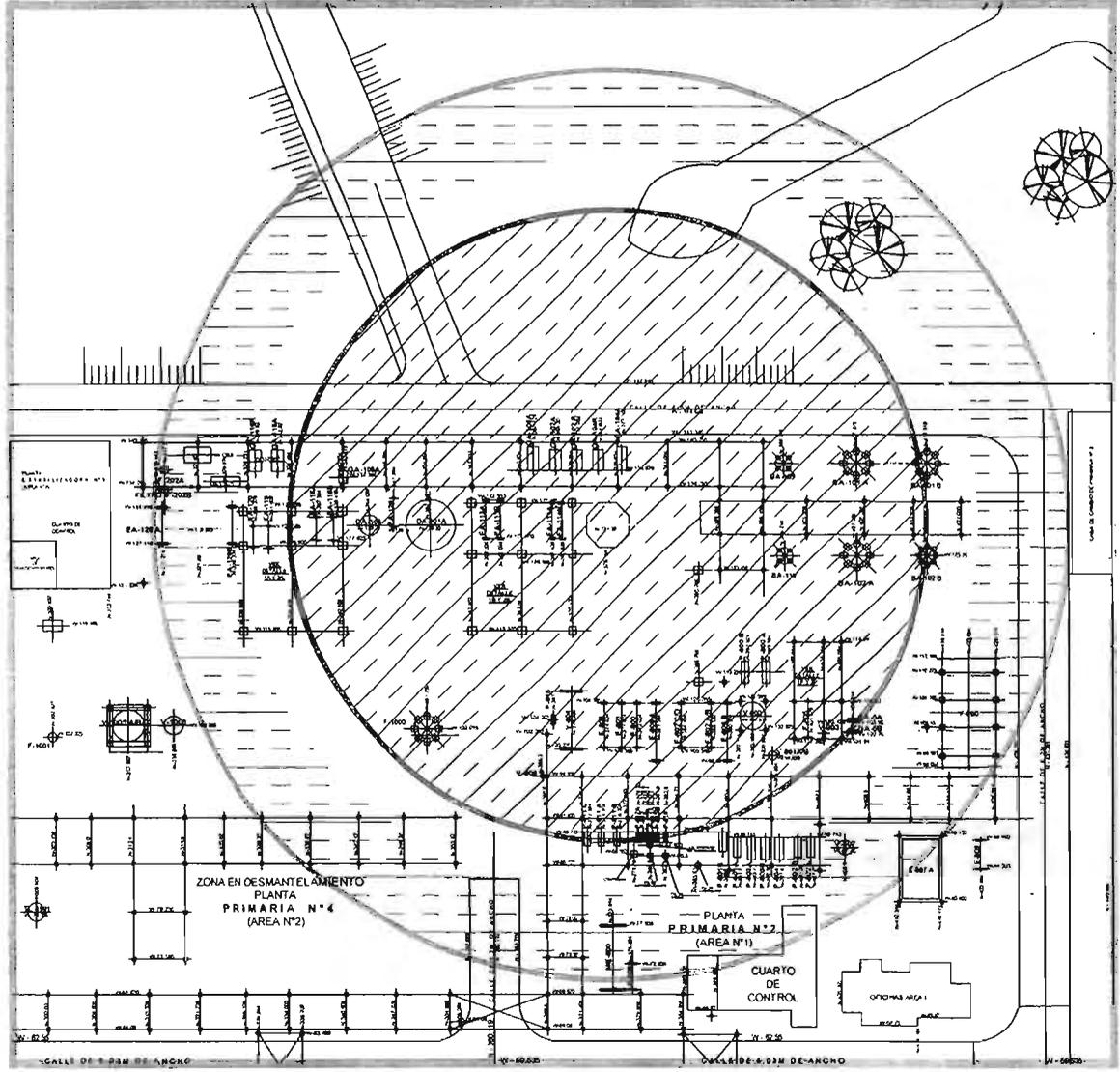
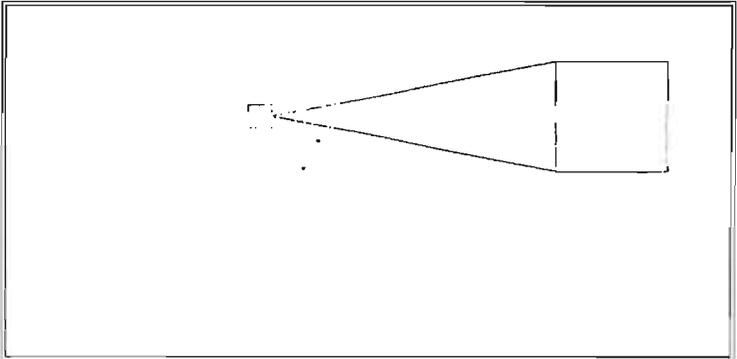
En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212		
Tema de la tesis: Simulación, modelamiento, control y mitigación de los eventos que se pudieran presentar en la Refinería "Oral. Lázaro Cárdenas", de Minotitlán, Ver.		
Título del trabajo: Figura 12. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS ESTABILIZADORA DE GASOLINA FUGA DE GASOLINA PRIMARIA POR RUPTURA DE LA TORRE DA-101B		
Nombre de profesor:	Nombre de alumno:	Fecha de entrega:
AREA 4		



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
DA-101B	EXPLOSIÓN POR IGNICIÓN TARDÍA	ZONA ALTO RIESGO 2 psi	COLAPSO PARCIAL DE PAREDES Y TECHOS, LOS EQUIPOS QUEDAN EN RUINAS	41.2464 M
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 1 psi	EL TECHO SUFRE DAÑOS. LOS INSTRUMENTOS SUFREN DAÑOS.	47.8445 M
		ZONA DE SEGURIDAD 0.5 psi	SÉ ROMPEN VENTANAS Y MEDIDORES, SE CAE RECUBRIMIENTO DE 0.2 A 0.5 PSI Y DAÑO OCASIONAL A MARCOS DE VENTANAS.	59.311 M

RECTOR
 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO UNAM
 FACULTAD DE QUÍMICA QUNAM
 CONJUNTO E, Lab. E24
 TÍTULO DEL TRABAJO: Figura 13 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS ESTABILIZADORA DE GASOLINA
 FLUGA DE GASOLINA PRIMARIA POR PORO DE 7" DIÁMETRO EN FONDO DE DA-101B
 ÁREA 4



3.2.3 EVENTO CRÍTICO No.3: FUGA DE BUTANO POR BRIDA DE 6" ϕ EN FONDO DE DA-107. TORRE DESISOBUTANIZADORA

Esta fuga se modelo para dos condiciones, donde solo cambia la temperatura, 1) sobre la línea de 6"-P-1158-A2A antes de pasar al EA-120 y 2) después de pasar este condensador sobre la línea de 6"-P-1159-A2A.

1) Fuga a 70°C.

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 158.471 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Presión de salida: 1.01 bar

Temperatura de salida: 69.80°C

Debido a que se trata de una fuga de un líquido inflamable se forma una alberca o charco de este líquido es decir un Pool Fire.

Tabla 30. Radio máximo de la alberca en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 1.

Radio máximo de la alberca (m)		
Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
39.0186	37.5552	37.237

En la siguiente tabla se muestran los efectos de radiación del chorro de fuego (Jet Fire).

Tabla 31. Niveles de radiación del Jet Fire en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso1.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	145.314	145.314	145.314
4	115.144	115.144	115.144
12.5	95.1619	95.1619	95.1619

En la siguiente tabla se muestra los efectos del Pool Fire:



Tabla 32. Niveles de radiación del Pool Fire en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 1.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	84.9673	84.0425	82.302
4	57.3136	58.4318	58.2499
12.5	33.5252	36.2997	37.9112

Este evento también da consecuencias de una explosión con ignición tardía usando el modelo de TNT, las distancias son medidas desde el origen del incendio.

Tabla 33. Distancia máxima de sobrepresión por una ignición tardía en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 1

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia máxima (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	1263.24	789.276	795.592
0.0689/1.0	1006.85	633.078	644.747
0.1378/2.0	860.115	543.198	557.948

2) Fuga a 36°C:

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 164.459 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Presión de salida: 1.01 bar

Temperatura de salida: 35.51 °C

Debido a que se trata de una fuga de un líquido inflamable se forma una alberca o charco de este líquido es decir un Pool Fire.

Tabla 34. Radio máximo de la alberca en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2.

Radio máximo de la alberca (m)		
Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
46.035	44.3296	43.9619



Efectos de radiación del chorro de fuego (Jet fire), considerando las tres categorías como peligroso.

Tabla 35. Niveles de radiación para el Jet Fire en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	125.313	125.313	125.313
4	97.5332	97.5332	97.5332
12.5	79.2588	79.2588	79.2588

Efectos de radiación del Pool fire para una ignición temprana.

Tabla 36. Niveles de radiación para el Pool Fire de ignición temprana en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	92.6616	92.0035	89.8216
4	62.4575	63.7089	63.5727
12.5	36.2037	39.438	41.3413

Efectos de sobrepresión de una ignición tardía.

Tabla 37. Distancia máxima de sobrepresión de ignición tardía en DA-107, torre desisobutanizadora. Caso 2.

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia máxima (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	1150.14	669.23	678.819
0.0689/1.0	916.687	532.609	546.271
0.1378/2.0	795.892	453.996	470.001

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope "Fuga de butano en DA-107", son:



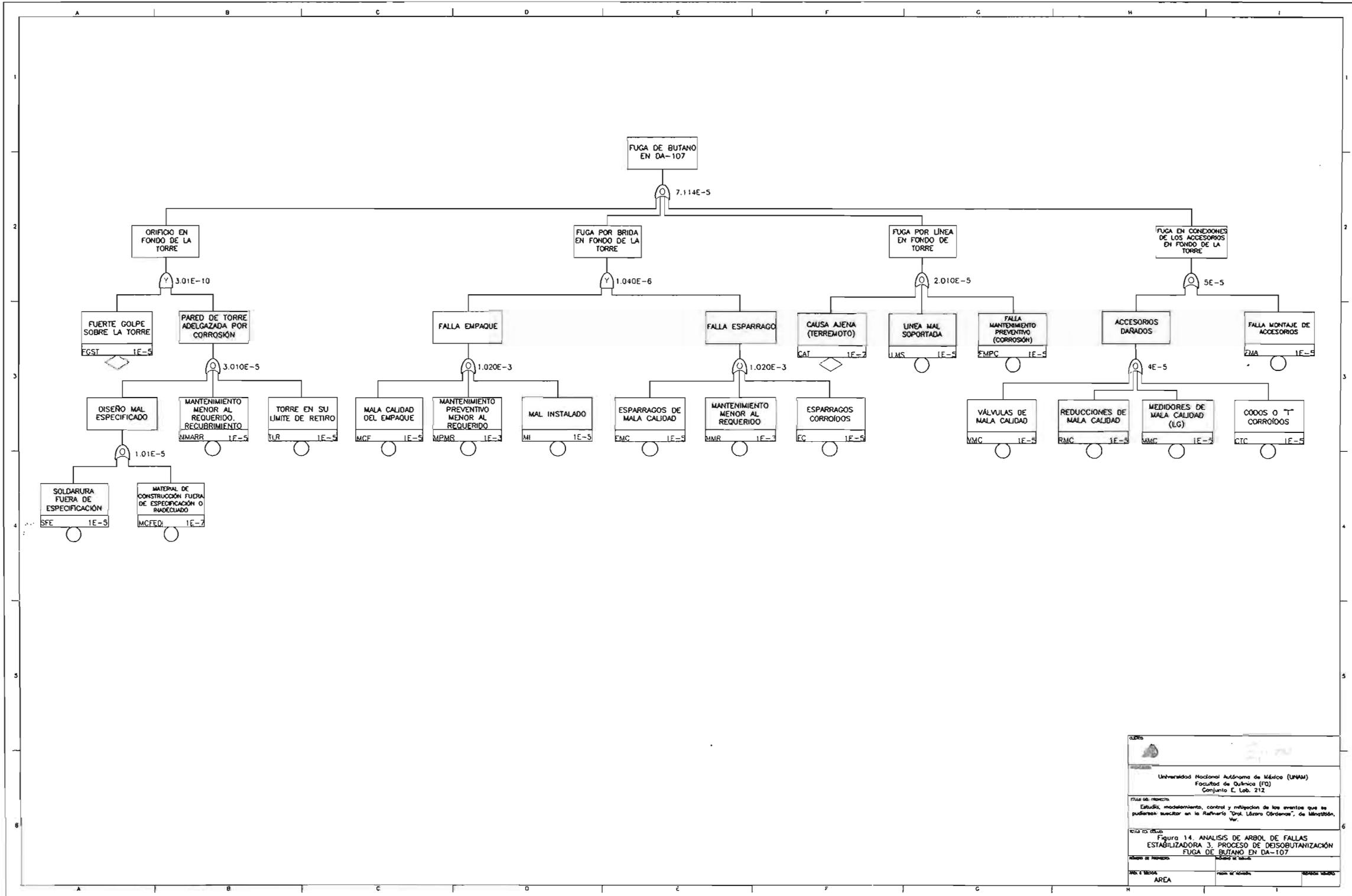
Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 8 conjuntos de cortes mínimos de primer orden y 13 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden.

Índice de importancia Fussel-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

Válvulas de mala calidad, VCM
 Falla montaje de accesorios, FMA
 Falla mantenimiento preventivo (corrosión), FMPC
 Reducciones de mala calidad, RMC
 Línea mal soportada, LMS
 Codos o "T" corroídos, CTC
 Medidores de mala calidad, MMC

Cabe mencionar que estos eventos tienen un porcentaje de contribución de **14.06%** cada uno, es decir suman el **98.42%** de la probabilidad calculada y el factor Fussell-Vesely de cada evento básico es **1.41E-1**.

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **7.114E-5**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **7.114E-5**, es decir poco probable, no se ha presentado en 5 años. En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.

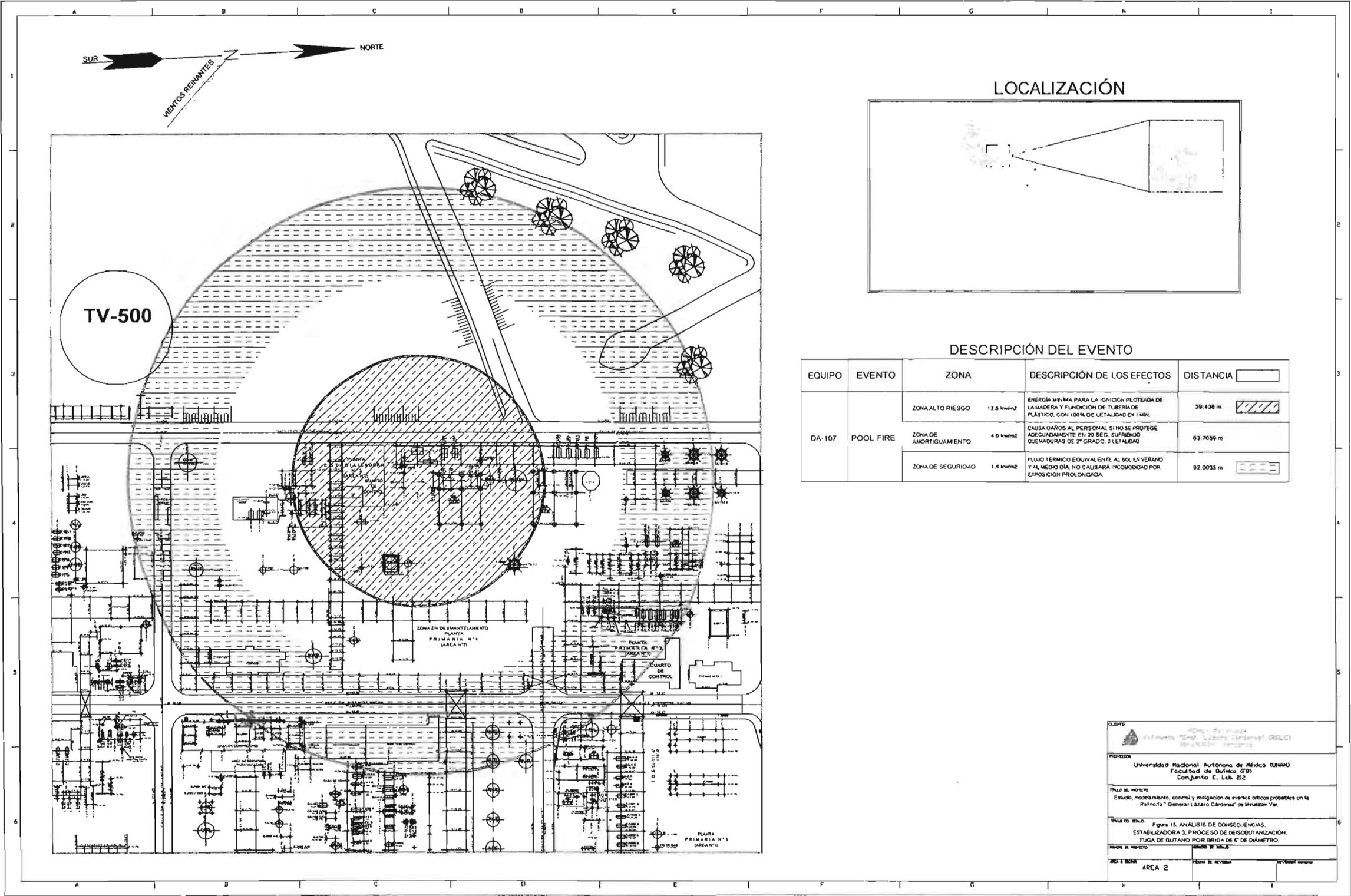


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

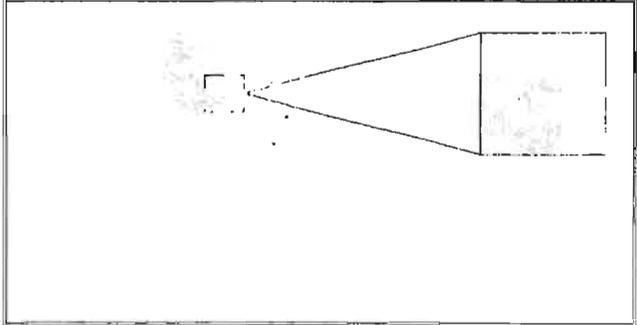
TÍTULO DE INVESTIGACIÓN
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de los eventos que se pudieran suscitarse en la Refinería "Don. Lázaro Cárdenas", de Minatitlán, Ver.

TÍTULO DEL ESTUDIO
 Figura 14. ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS ESTABILIZADORA 3. PROCESO DE DEISOBUTANIZACIÓN FUGA DE BUTANO EN DA-107

FECHA DE ENTREGA
 AREA



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
DA-107	POOL FIRE	ZONA ALTO RIESGO 12.8 km/m ²	ENERGÍA MINIMA PARA LA IGNICIÓN PLOTEADA DE LA MADERA Y FUGACIÓN DE TUBERÍA DE PLÁSTICO, CON 100% DE LETALIDAD EN 1 MIN.	39.438 m 
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 4.0 km/m ²	CAUSA DAÑOS AL PERSONAL SI NO SE PROTEGE ADECUADAMENTE EN 20 SEG. SUFFRINDO QUEMADURAS DE 2º GRADO 0 LETALIDAD	83.7089 m
		ZONA DE SEGURIDAD 1.4 km/m ²	FLUJO TÉRMICO EQUIVALENTE AL SOL EN VERANO Y AL MEDIO DÍA, NO CAUSARÁ INCOMODIDAD POR EXPOSICIÓN PROLONGADA.	92.0035 m 

CLIENTE

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

PROYECTO
 Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto C, Lab. 212

TÍTULO DEL TRABAJO
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de eventos críticos probables en la Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, Ver.

TÍTULO DEL ESTUDIO
 Figura 15. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.
 ESTABILIZADORA 3, PROCESO DE DESOBITUANIZACIÓN.
 FUGA DE BUTANO POR BRIDA DE 6" DE DIÁMETRO.

ÁREA DE INTERÉS
 ÁREA 2

FECHA DE REVISIÓN
 15/05/2018



3.2.4 EVENTO CRÍTICO No.4: FUGA DE BUTANOS POR NIPLE DE ¾" ϕ EN TORRE DESISOBUTANIZADORA DA-201

En esta torre se simularon 3 casos debido a que tenemos niples a lo largo de la torre.

1) Se consideró la composición de la alimentación, una temperatura de 57°C y una presión de 6.7kg/cm².

Parámetros de la fuga:

- Flujo másico de descarga: 4.48833 kg/s
- Duración de la descarga: 3600 segundos
- Presión de salida: 1.01 bar
- Temperatura de salida: 56.59 °C
- Fracción de líquido: 0.64

Efectos de radiación del Jet Fire, dando peligroso para las tres categorías.

Tabla 38. Niveles de radiación para el Jet Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 1

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	44.714	44.714	44.714
4	36.0576	36.0576	36.0576
12.5	33.1699	33.1699	33.1699

El líquido se volatiliza dando un cambio de fase, esto origina la formación de una nube, este efecto se le conoce como Flash Fire, se tiene dos límites inferiores de inflamabilidad, donde uno de ellos es el LFL_{frac} el cual indica la distancia máxima en donde esta concentración puede incendiarse, y el otro límite LFL es en donde la mezcla puede quemarse.



Tabla 39. Límites inferiores de inflamabilidad para el Flash Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 1.

Concentración (ppm)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
LFL _{Frac} : 7925.26	79.8946	71.564	72.043
LFL: 15850.5	32.2343	20.9037	22.3707

Efectos de explosión de una ignición tardía.

Tabla 40. Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 1

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia máxima (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	110.01	102.718	103.324
0.0689/1.0	94.3582	89.9187	90.2874
0.1378/2.0	85.3516	82.5536	82.786

2) En este caso se mantiene fijo temperatura y presión, y se varía la composición, tomando la corriente del domo.

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga 0.571721 (kg/s)

Duración de la descarga 3600 (segundos)

Presión de salida 4.58 (bar)

Temperatura de salida 40.94 (°C)

Efectos de radiación del Jet Fire, dando peligroso para las tres categorías.



Tabla 41. Niveles de radiación para el Jet Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 2

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	16.2959	16.2959	16.2959
4	13.5091	13.5091	13.5091
12.5	12.3282	12.3282	12.3282

3) Para este último caso se tomó la composición de la corriente de fondo, temperatura de 71°C y presión de 7.4kg/cm².

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 0.608867 kg/s

Duración de la descarga: 3600 segundos

Presión de salida: 4.99 bar

Temperatura de salida: 54.91 °C

Efectos de radiación del Jet Fire, dando peligroso para las tres categorías.

Tabla 42. Niveles de radiación para el Jet Fire en torre desisobutanizadora DA-201. Caso 3.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	16.7299	16.7299	16.7299
4	13.8769	13.8769	13.8769
12.5	12.7123	12.7123	12.7123

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope “Fuga de butanos debido a sobrepresión en DA-201”, son:

Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 2 conjuntos de cortes mínimos de primer orden, 3 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden, 10 conjuntos de cortes mínimos



de tercer orden, 6 conjuntos de cortes mínimos de cuatro orden y 2 conjuntos de cortes mínimos de quinto orden. Aunque solo los dos primeros conjuntos de cortes mínimos de primer orden tienen impacto sobre el evento tope.

Índice de importancia Fussell-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

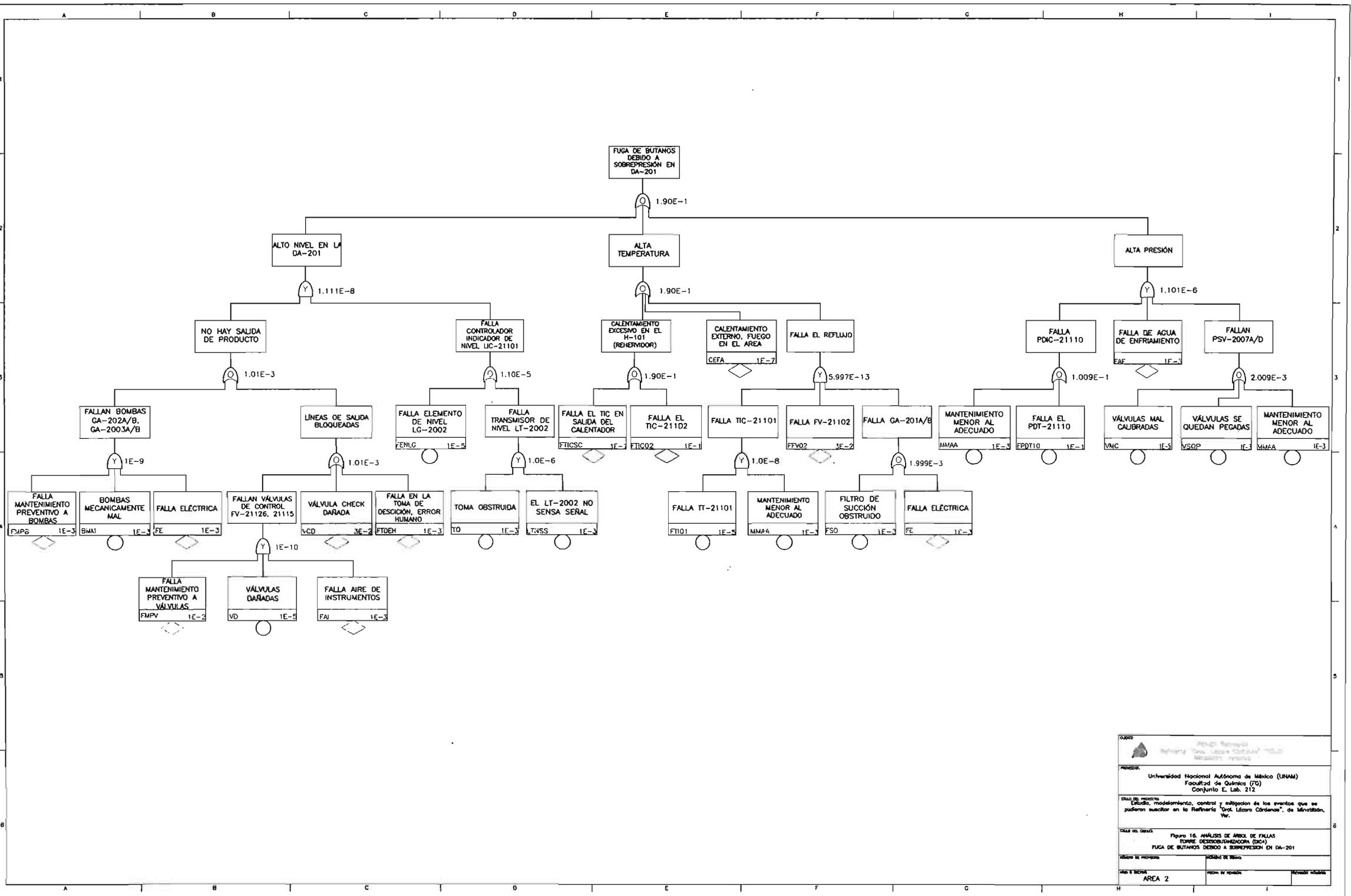
Falla el Indicador Controlador de Temperatura TIC-21102, FTIC02

Falla el indicador Controlador de Temperatura a la salida del calentador, FTICSC

Cabe mencionar que estos eventos tienen un porcentaje de contribución de **52.63%** cada uno, es decir suman el **105.26%** de la probabilidad calculada y el factor Fussell-Vesely de cada evento básico es **5.26E-1**.

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **1.9070E-1**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **2.107E-1**, es decir muy probable, ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año.

En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.




UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 INSTITUTO DE QUÍMICA
 LABORATORIO DE INVESTIGACIÓN EN QUÍMICA DE PROCESOS

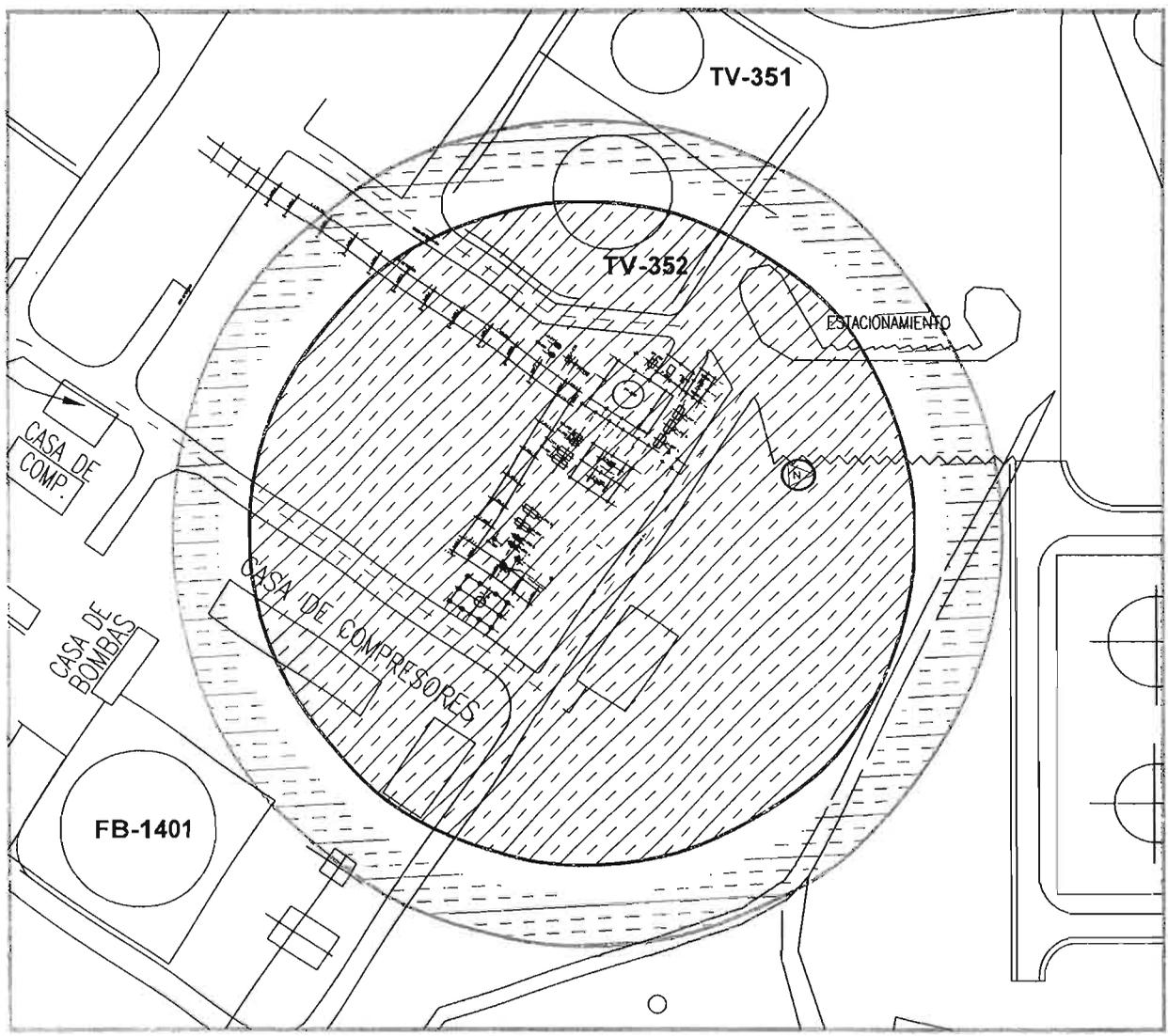
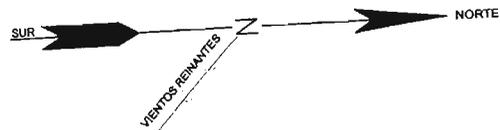
PROFESOR:
 Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TÍTULO DE LA TESIS:
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de los eventos que se
 pudieron suscitarse en la Refinería "José Lázaro Cárdenas", de Minatitlán,
 Ver.

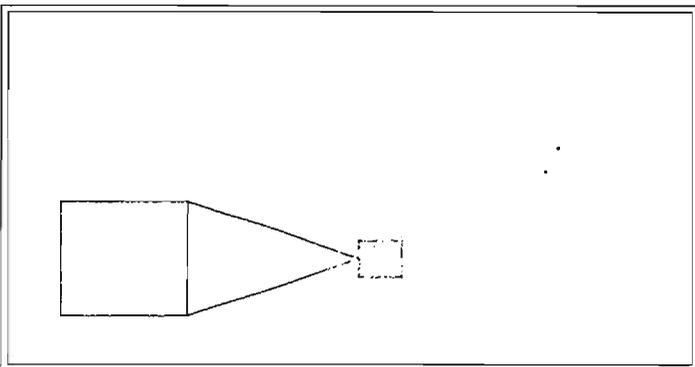
TÍTULO DE LA TESIS: Figura 16. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS
 TORRE DESUBVOLCANIZADORA (DCA)
 FUGA DE BUTANOS DEBIDO A SOBREPRESION EN DA-201

FECHA DE ENTREGA: _____
FECHA DE RECEPCIÓN: _____
FECHA DE CALIFICACIÓN: _____

ÁREA 2



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
DA-201	EXPLOSIÓN POR IGNICIÓN TARDÍA	ZONA ALTO RIESGO 2 psf	COLAPSO PARCIAL DE PAREDES Y TECHOS. LOS EQUIPOS QUEDAN EN RUINAS	82 5536 m
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 1 psf	EL TECHO SUFRE ODAÑOS. LOS INSTRUMENTOS SUFREN ODAÑOS.	89 9187 m
		ZONA DE SEGURIDAD 0.5 psf	SE ROMPEN VENTANAS Y MEDIDORES. SE CAE RECUBRIMIENTO DE 0.2 A 0.5 PSI Y DAÑO OCASIONAL A MARCOS DE VENTANAS	102 718 m

UNAM

 Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)

 Facultad de Química (FQ)

 Conjunto E, Lab. 212

 TÍTULO DE LA INVESTIGACIÓN: Estudio experimental, control y mitigación de eventos críticos probados en la Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, Ver.

 TÍTULO DEL ESTUDIO: Figura 17. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS TORRE DE ISOBUTANIZADORA (DICA) FUGA DE BUTANOS POR NIPLE DE 2" DE DIÁMETRO

 AUTOR DE LA INVESTIGACIÓN: [Nombre]

 FECHA DE LA INVESTIGACIÓN: [Fecha]

 ARZA 2



**3.2.5 EVENTO CRÍTICO No.5: FUGA DE PROPANO-PROPILENO POR PORO DE ½”
ϕ EN UNA ALTURA DE 30 m DE LA TORRE DESPROPILLENIZADORA DA-901**

Dada la altura de la torre la corriente que se toma para el análisis de consecuencias es la alimentación. Este caso es de gran interés ya que esta torre se encuentra muy cerca de las oficinas administrativas y como se menciona con anterioridad la torre tiene 30 años de haber sido puesta en operación. La simulación se realizó a una altura de 30 metros y asignando tiempos de duración de la fuga de 10, 30, 60 y 120 minutos, los resultados que se obtienen para todos los casos es de que no se presenta el peligro de un Jet Fire en ninguna de las tres categorías.

Por lo tanto se disminuyo la altura a 10 metros y se obtienen los siguientes resultados:

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 3.18203 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Presión de salida: 1.01 bar

Temperatura de salida: 48.01 °C

Fracción de líquido: 0.54

A continuación se muestran las distancias que alcanzan los efectos de radiación de un Chorro de fuego (Jet Fire).

Tabla 43. Niveles de radiación para el Jet Fire en la torre despropilenizadora DA-901.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	40.9278	40.9278	40.9278
4	33.5262	33.5262	33.5262
12.5	24.7125	24.7125	24.7125

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope “Fuga de propano-propileno por fisura en torre Propano-Propileno DA-901”, son:



Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 9 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden, 164 conjuntos de cortes mínimos de tercer orden. Aunque sólo los siguientes conjuntos de cortes mínimos tienen impacto sobre el evento tope.

Tabla 44. Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de la torre despropilinizadora DA-901.

Evento 1	Evento 2	Evento 3
Falla bomba GA-901 mantenimiento menor al adecuado, FGA-901	Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	Falla controlador indicador de presión PIC-901, FPIC-901
Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	Mantenimiento menor al adecuado, MMAA	
Falla eléctrica, FE	Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	
Falla aire de instrumentos, FAI	Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	
Falla bomba GA-901 mantenimiento menor al adecuado, FGA-901	Falla procedimiento de autorización de cierre y apertura del bloqueo de la PSV, FPA	Falla controlador indicador de presión PIC-901, FPIC-901
Falla bomba GA-901 mantenimiento menor al adecuado, FGA-901	Falla controlador indicador de presión PIC-901, FPIC-901	Válvula mal calibrada, VMC
Falla válvula FV-904 y cierra, FFV-904	Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	Falla controlador indicador de presión PIC-901, FPIC-901
Falla válvula FV-902 y se alimenta vapor en exceso, FFV-902	Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	Falla controlador indicador de presión PIC-901, FPIC-901
Falla bomba GA-901 mantenimiento menor al adecuado, FGA-901	Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	Falla transductor de presión PY-901, FPY-901
Falla bomba GA-901 mantenimiento menor al adecuado, FGA-901	Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	Falla transmisor de presión PT-901, FPT-901

Estos conjuntos de cortes mínimos suman un porcentaje de contribución del 97.21% de la probabilidad calculada para el evento tope.



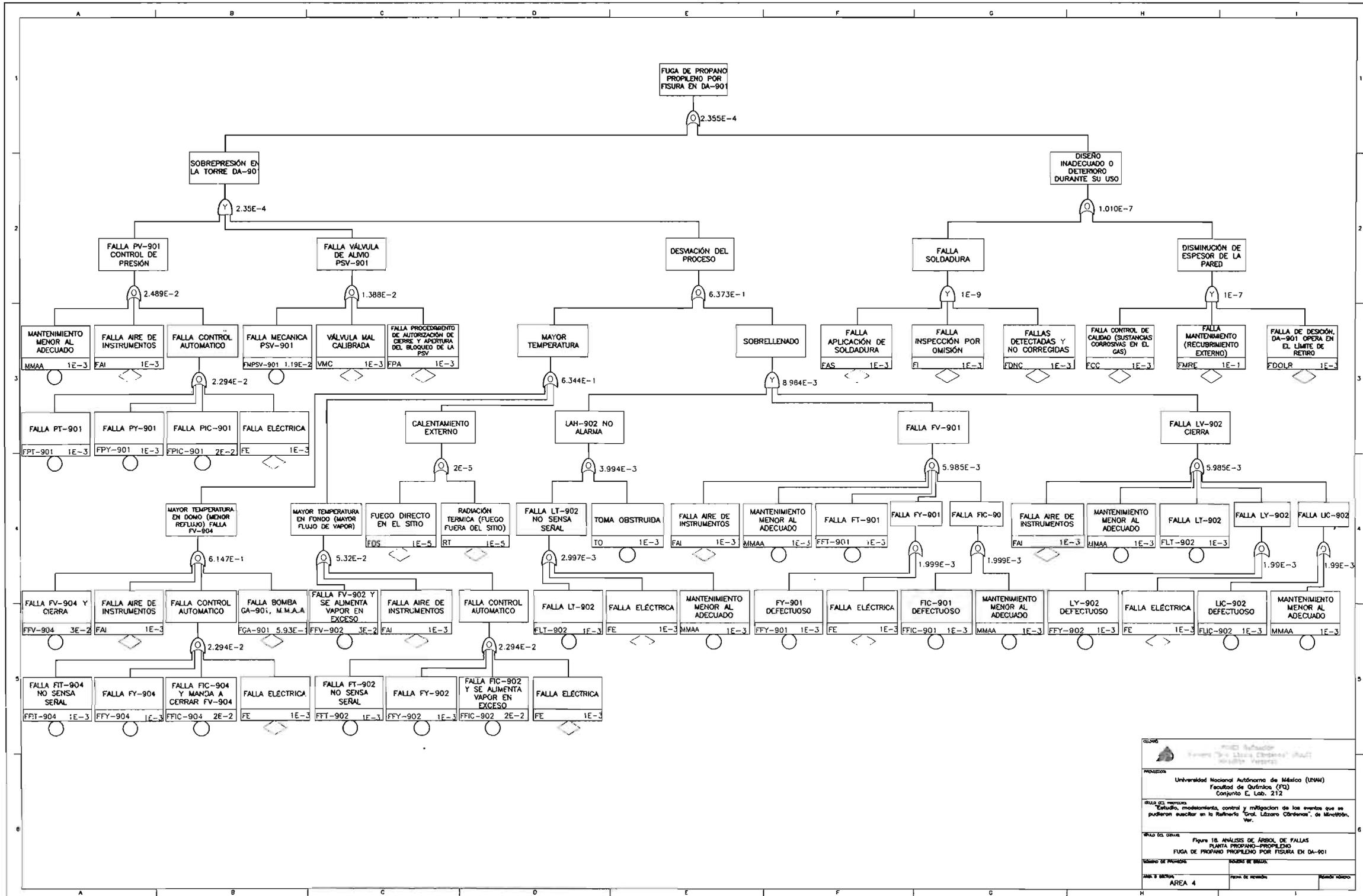
Índice de importancia Fussell-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

Tabla 45. Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope de la torre despropilenizadora DA-901.

Evento básico	Factor Fussell-Vesely
Falla mecánica de válvula de relevo por presión, FMPSV-901	8.57E-01
Falla controlador indicador de presión PIC-901, FPIC-901	7.50E-01
Falla bomba GA-901 mantenimiento menor al adecuado, FGA-901	7.67E-01
Falla procedimiento de autorización de cierre y apertura del bloqueo de la PSV, FPA	7.20E-02
Válvula mal calibrada, VMC	7.20E-02
Falla eléctrica, FE	5.89E-02
Falla aire de instrumentos, FAI	5.89E-02
Mantenimiento menor al adecuado, MMAA	5.89E-02
Falla transductor de presión PY-901 ,FPY-901	3.75E-02
Falla transmisor de presión PT-901, FPT-901	3.75E-02
Falla válvula FV-902 y se alimenta vapor en exceso, FFV-902	3.88E-02
Falla válvula FV-904 y cierra ,FFV-904	3.88E-02

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **2.355E-4**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **2.3556E-4**, es decir este evento es poco probable, puede ocurrir una vez en cinco años.

En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.

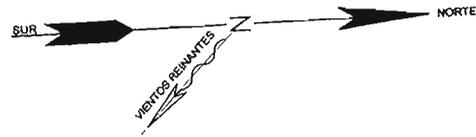


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

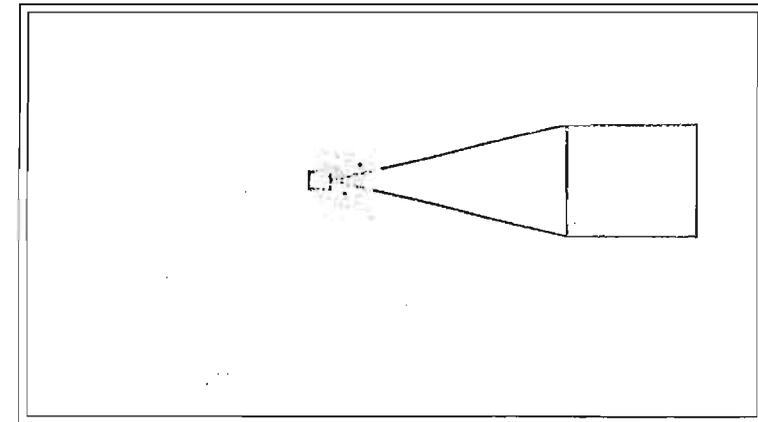
TÍTULO DE LA MEMORIA
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de los eventos que se pudieran presentar en la Refinería "Cral. Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, Ver.

TÍTULO DEL GRÁFICO
 Figura 18. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS PLANTA PROPANO-PROPYLENO FUGA DE PROPANO PROPYLENO POR FISURA EN DA-901

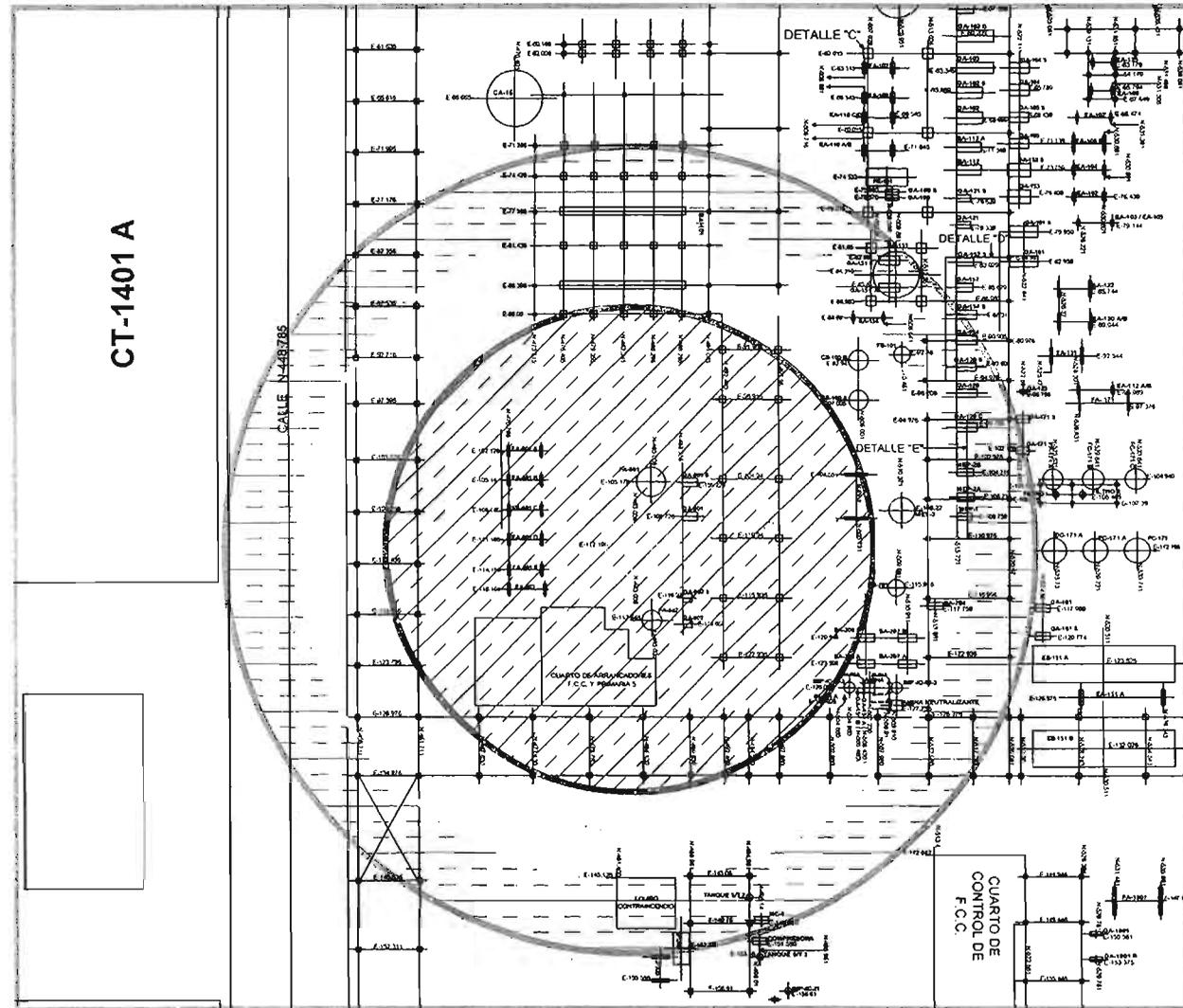
ESCALA DE MEDICIÓN: PROBABILIDAD DE OCURRER
 AREA 4



LOCALIZACIÓN



CT-1401 A



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
DA-901	JET FIRE	ZONA ALTO RIESGO 12.5 kW/m ²	ENERGÍA MÍNIMA PARA LA IGNICIÓN PILOTEADA DE LA MADERA Y FUNDICIÓN DE TUBERÍA DE PLÁSTICO. CON 100% DE LETALIDAD EN 1 MIN.	24.7125 m
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 4.0 kW/m ²	CAUSA DAÑOS AL PERSONAL SI NO SE PROTEGE ADECUADAMENTE EN 20 SEG. SUFRIENDO QUEMADURAS DE 2º GRADO. 0 LETALIDAD	33.5282 M
		ZONA DE SEGURIDAD 1.8 kW/m ²	FLUJO TÉRMICO EQUIVALENTE AL SOL EN VERANO Y AL MEDIO DÍA, NO CAUSARÁ INCOMODIDAD POR EXPOSICIÓN PROLONGADA.	40.9275 m

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto U. Lab. 212

TÍTULO DEL TRABAJO
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de eventos críticos planteados en la Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Minatitlán Ver.

TÍTULO DEL DOCUMENTO
 Figure 19. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS. PLANTA PROPANO-PROPILENO. FUGA DE PROPANO-PROPILENO POR PÓRO DE 7 DE DIÁMETRO

ÁREA DE ESTUDIO
 AREA 4



3.2.6 EVENTO CRÍTICO No.6: FUGA DE HIDROGENO EN COMPRESOR GB-502A/B POR RUPTURA TOTAL DE TUBO DE 4" ϕ

Para la simulación de las consecuencias se tomo ambos pasos, ya que cambian las condiciones de operación en la descarga.

1) Temperatura 120.18°C y presión 30.63kg/cm².

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 13.3327 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Presión de salida: 12.36 bar

Temperatura de salida: 56.76 °C

Para las tres categorías el chorro de fuego (Jet Fire) es peligroso. A continuación se muestran los efectos de radiación.

Tabla 46. Niveles de radiación para el Jet Fire por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso1.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	85.3566	85.3566	85.3566
4	77.4381	77.4381	77.4381
12.5	72.1802	72.1802	72.1802

Efectos de explosión por una ignición tardía.

Tabla 47. Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso1.

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia máxima (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	101.688	119.892	118.729
0.0689/1.0	73.5943	88.5834	87.8761
0.1378/2.0	57.4742	70.6184	70.1727



2) Temperatura 131°C y 60 kg/cm² de presión.

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 29.2359 kg/s

Duración de la descarga: 399.26 segundos

Presión de salida: 23.73 bar

Temperatura de salida: 65.92 °C

Efectos por radiación del Jet Fire.

Tabla 48. Niveles de radiación para el Jet Fire por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso2.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	115.714	115.714	115.714
4	105.106	105.106	105.106
12.5	97.711	97.711	97.711

Efectos de sobrepresión por una ignición tardía.

Tabla 49. Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía por ruptura total de tubo de 4" ϕ en GB-502A/B. Caso2.

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia máxima (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	113.26	154.465	152.579
0.0689/1.0	80.6313	113.527	112.38
0.1378/2.0	61.9091	90.0362	89.3131

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope "Paro del compresor GB-502 A/B", son:



Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 31 conjuntos de cortes mínimos de primer orden, 1 conjunto de cortes mínimos de segundo orden.

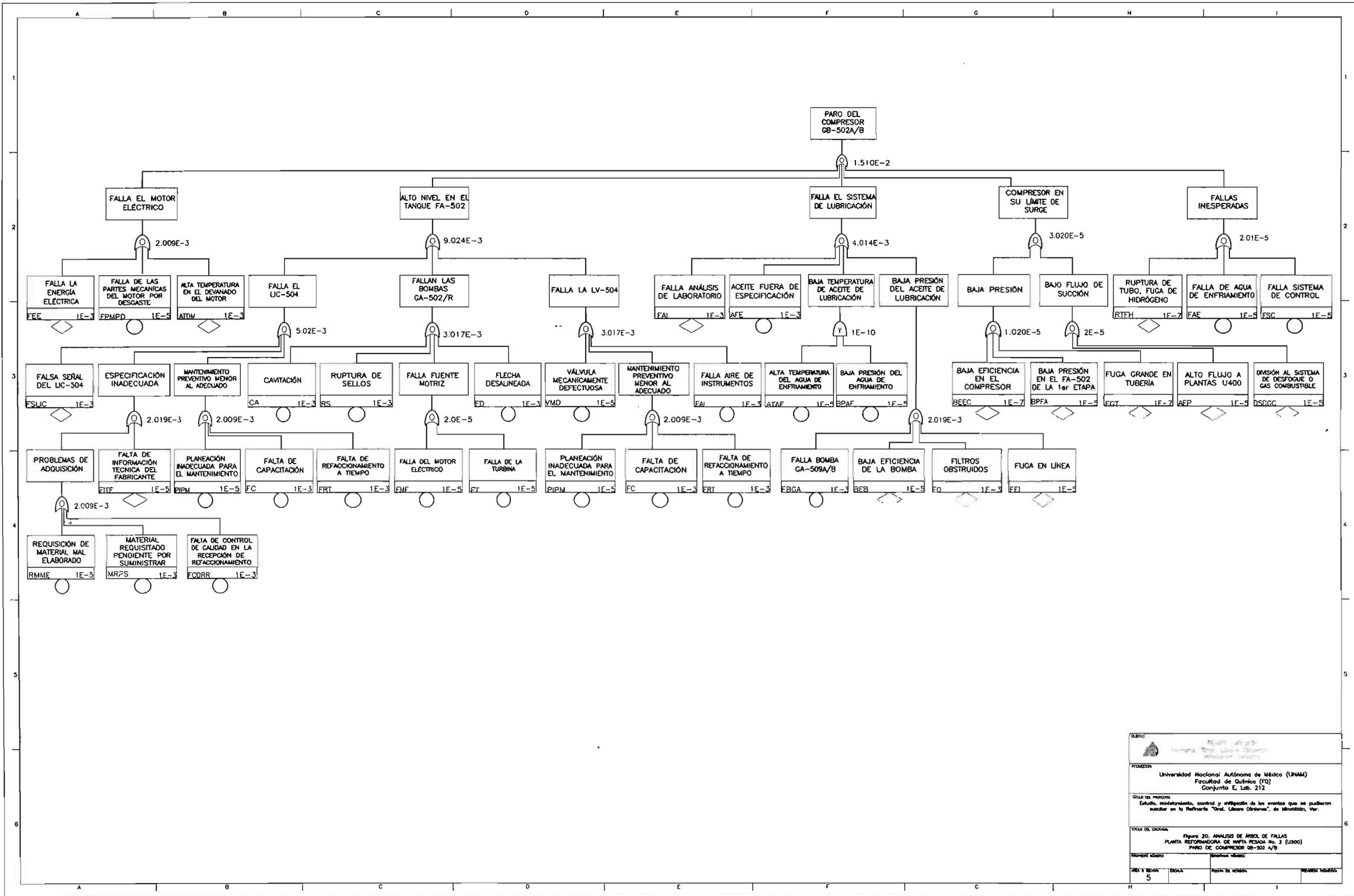
Índice de importancia Fussel-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

- Material requisitado pendiente por suministrar, MRPS
- Falta de control de calidad en la recepción del refaccionamiento, FCDRR
- Falla bomba GA-509A/B, FBGA
- Falla aire de instrumentos, FAI
- Filtros obstruidos, FO
- Flecha desalineada, FD
- Ruptura de sellos, RS
- Falta de refaccionamiento a tiempo, FRT
- Falta de capacitación, FC
- Falla análisis de laboratorio, FAL
- Falsa señal del indicador controlador de nivel LIC-504, FSLIC
- Cavitación, CA
- Aceite fuera de especificación, AFE
- Falla de energía eléctrica, FEE
- Alta temperatura en el devanado del motor, ATDM

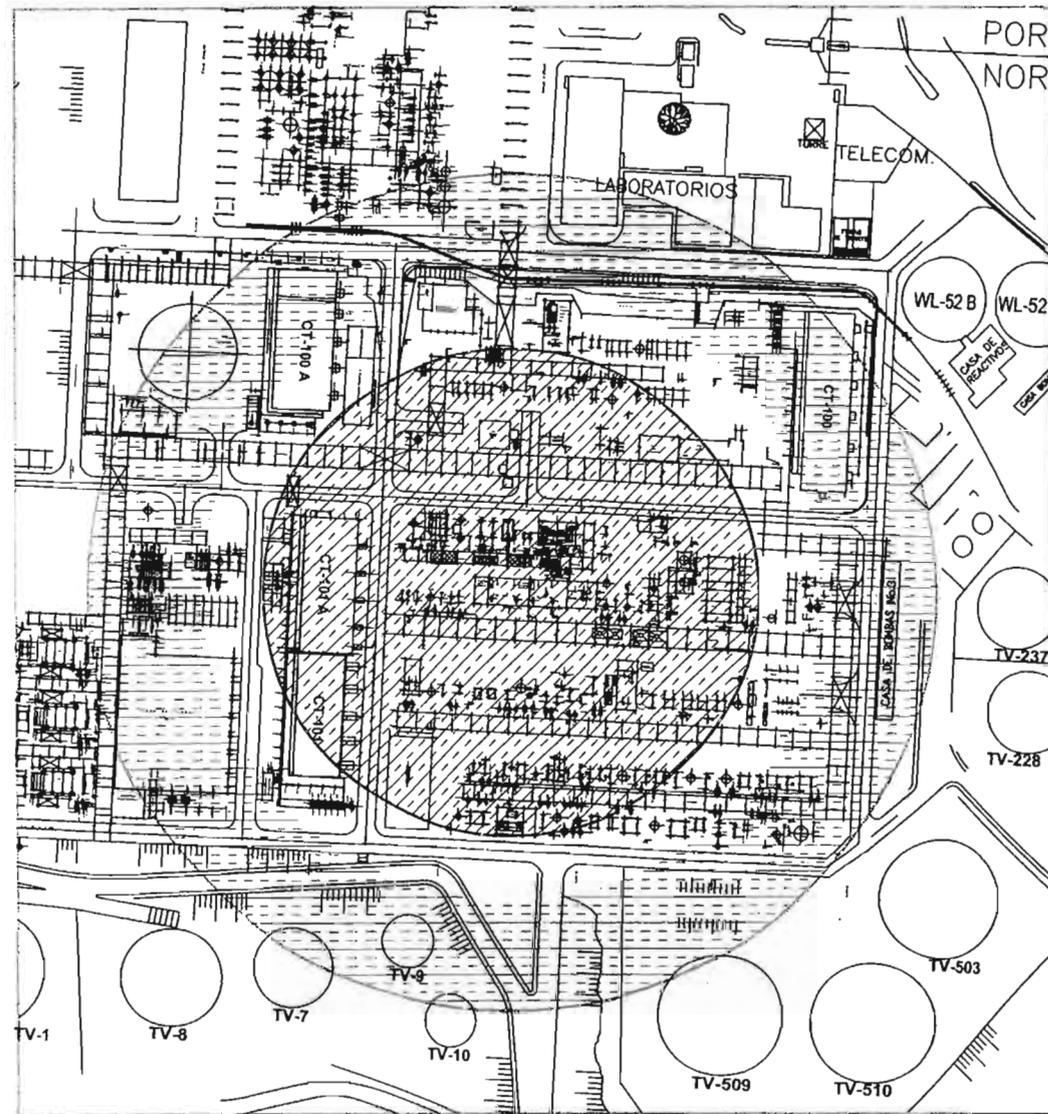
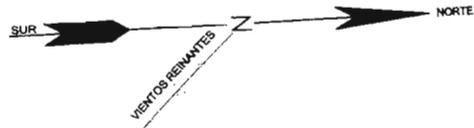
Cabe mencionar que estos eventos tienen un porcentaje de contribución de **6.65%** cada uno, es decir suman el **99.75%** de la probabilidad calculada y el factor Fussell-Vesely de cada evento básico es **6.65E-2**.

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **1.503E-2**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **1.51E-2**, es decir este evento es probable, ha ocurrido o puede ocurrir una vez al año.

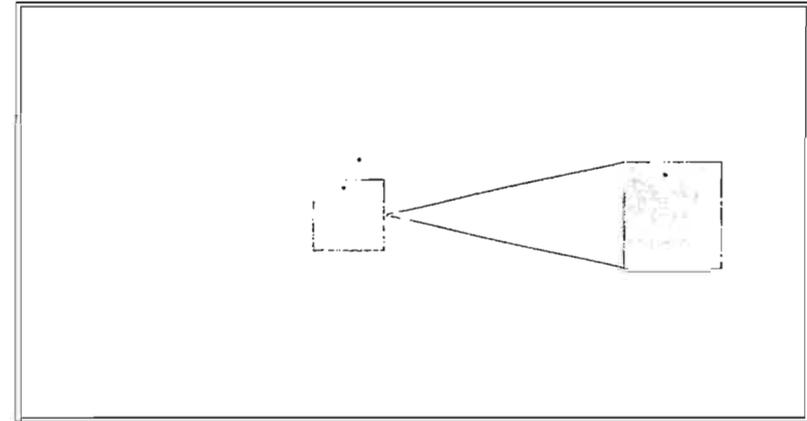
En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212			
Lugar de estudio: Estudio, modelamiento, control y mitigación de los eventos que se pudieron suscribir en la Refinería "Oscar Cabrea Ochoa", de Minotitlán, Ver.			
Título de la tesis: Figura 20. ANÁLISIS DE ÁRBOLES DE FALLAS PLANTA REFORMADORA DE NAFTA PESADA No. 2 (L300) PARO DE COMPRESOR GB-502 A/B			
Nombre del autor: DRES Y BERRA		Nombre del asesor: FERRER DE ROSALES	
Días de trabajo: 5		Nombre del asesor: (Blank)	



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
GB-502 A/B	EXPLOSIÓN POR IGNICIÓN TARDÍA	ZONA ALTO RIESGO 2 psi	COLAPSO PARCIAL DE PAREDES Y TECHOS. LOS EQUIPOS QUEDAN EN RUINAS.	90.0362 m
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 1 psi	EL TECHO SUFRE DAÑOS. LOS INSTRUMENTOS SUFREN DAÑOS.	113.527 m
		ZONA DE SEGURIDAD 0.5 psi	SE ROMPIERON VENTANAS Y MEDIDORES. SE CAE RECUBRIMIENTO DE 0.2 A 0.5 PSI Y DAÑO OCASIONAL A MARCOS DE VENTANAS.	154.485 m

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE INGENIERÍA
 CONJUNTO E. LATA 232

TÍTULO DEL INFORME
 Evaluación, modelamiento, control y mitigación de eventos críticos probados en la Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Mexcala S.M.

TÍTULO DEL SUB-TÍTULO
 Figura 31: ANÁLISIS DE CONSECUTIVIDAD ALUMBRADO PROYECTADO DE NAUFALIN Y OTRAS FUGAS DE HIDROCARBUROS VOLÁTILES EN LAS SECCIONES POR ALTA LUNA (134 DE TUBERÍA Y DE FUMISTERIO)

FECHA DE ELABORACIÓN **FECHA DE REVISIÓN**
 2014-08-20 2014-08-20

ÁREA 4



3.2.7 EVENTO CRÍTICO No.7: FUGA DE GAS L.P., POR LÍNEA DE DREN 2" ϕ EN ESFERA TE-406, LA VÁLVULA NO CIERRA

Este caso se modeló con ambos paquetes desarrollando el árbol de fallas con el evento culminante de explosión de la esfera TE-406 y el escenario de fuga por línea de dren de 2" ϕ en la esfera TE-406 para el análisis de consecuencias.

Parámetros de la fuga:

- Flujo másico de descarga: 3.09 kg/s
- Duración de la descarga: 600 segundos
- Presión de salida: 3.22 bar
- Temperatura de salida: 8.20 °C

Sólo existe el riesgo de un Jet Fire, debido a que las concentraciones del limite inferior y superior de inflamabilidad no son peligrosos en ninguna de las tres categorías.

Los efectos de radiación debido a un Jet Fire son peligrosos para las tres categorías.

Tabla 50. Niveles de radiación para el Jet Fire en esfera de propano TE-406.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	40.4056	46.2119	45.3026
4	32.3355	31.9316	31.7564
12.5	No se alcanza	19.2603	19.9915

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope "Explosión en TE-406", son:

Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 1 conjuntos de cortes mínimos de primer orden, 2 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden, 9 conjuntos de cortes mínimos de tercer orden, 3 conjuntos de cortes mínimos de quinto orden, 6 conjuntos de cortes mínimos de sexto orden y 6 conjuntos de cortes mínimos de octavo orden. Los tres conjuntos de corte mínimos que tienen mayor contribución a desencadenar el evento tope son los siguientes:



Tabla 51. Conjunto de Cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de explosión en TE-406.

Evento 1	Evento 2
Fallas debido ajenas al sistema, FDEAS	
Falla control de calidad (material corrosivo en el gas), FCC	Mantenimiento menor al requerido (recubrimiento), MMAR
Falla aplicación de soldadura por soldadores no certificados, FAPSNC	Falla inspección de soldadura, FIS

Estos conjuntos suman el **97.52%** de la probabilidad total calculada para el evento tope.

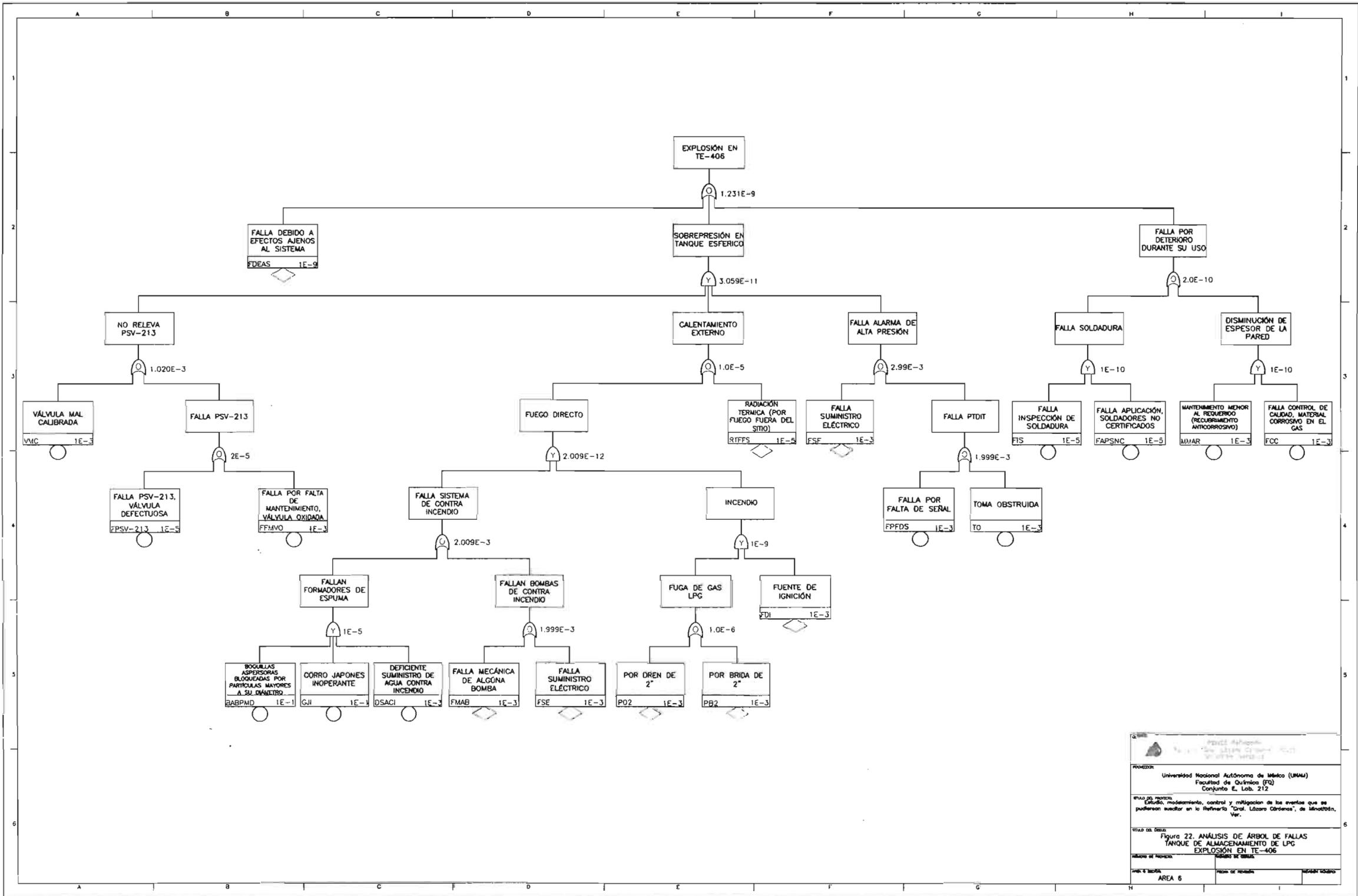
Índice de importancia Fussell-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

Tabla 52. Eventos básicos con mayor Índice de importancia en el evento tope de explosión en TE-406.

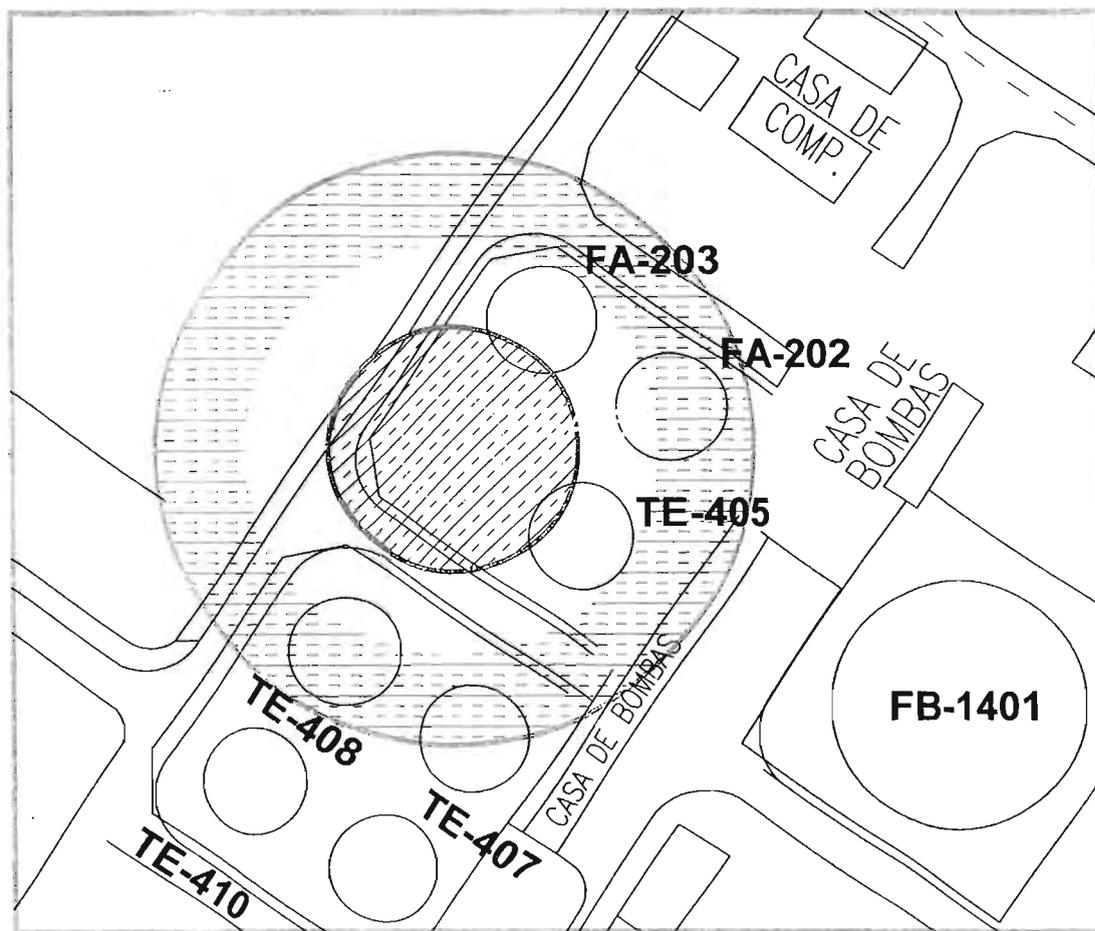
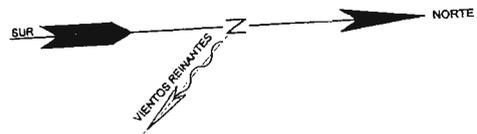
Evento básico	Factor Fussell-Vesely
Fallas debido ajenas al sistema, FDEAS	8.13E-01
Mantenimiento menor al requerido (recubrimiento), MMAR	8.13E-02
Falla control de calidad (material corrosivo en el gas), FCC	8.13E-02
Falla aplicación de soldadura por soldadores no certificados, FAPSNC	8.13E-02
Falla inspección de soldadura, FIS	8.13E-02
Radiación térmica, fuego fuera del sitio, RTFFS	2.49E-02
Válvula mal calibrada, VMC	2.44E-02

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **1.231E-9**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **1.232E-9**, es decir a este evento no se le ve posibilidad de que ocurra.

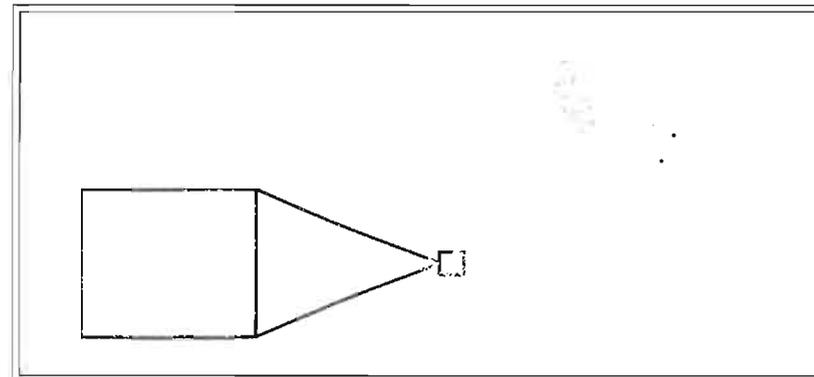
En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212
 ESTUDIO, modelamiento, control y mitigación de los eventos que se
 pudieron suscitarse en el Refinería "Gen. Lázaro Cárdenas", de Minatitlán,
 Ver.
 Figura 22. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LPG
 EXPLOSIÓN EN TE-406
 AREA 6



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
TE-480	JET FIRE	ZONA ALTO RIESGO 12.5 kw/m ²	ENERGÍA MÍNIMA PARA LA IGNICIÓN PILOTEADA DE LA MADERA Y FUNDICIÓN DE TUBERÍA DE PLÁSTICO. CON 100% DE LETALIDAD EN 1 MIN.	19 2803 m
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 4.0 kw/m ²	CAUSA DAÑOS AL PERSONAL SI NO SE PROTEGE ADECUADAMENTE EN 20 SEG. SUFRIENDO QUEMADURAS DE 2º GRADO. 0 LETALIDAD	31 9316 m
		ZONA DE SEGURIDAD 1.6 kw/m ²	FLUJO TÉRMICO EQUIVALENTE AL SOL EN VERANO Y AL MEDIO DÍA. NO CAUSARÁ INCOMODIDAD POR EXPOSICIÓN PROLONGADA.	46 2119 m

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212		
TÍTULO DEL TRABAJO Estudio, modelamiento, control y mitigación de eventos críticos probables en la Redonda "General Lázaro Cárdenas" de Veracruz		
TÍTULO DEL RESULTADO Figura 23 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS: TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LPG TE-406 FUGA DE GAS L.P. POR LÍNEA DE DRENAJE DE 2" DI. DIÁMETRO		
ÁREA DE INTERÉS ÁREA 6	FECHA DE REVISIÓN	REVISOR



3.2.8 EVENTO CRÍTICO No.8: DERRAME DE CRUDO EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO TV-110

La simulación de este evento corresponde a un Charco de fuego (Pool Fire).

Características de la flama para la categoría de 2.77 m/s: Longitud de la flama 65.15 m, Angulo de la flama 33.08 °, y el poder emisor de la flama es 22.68 kW/m².

En la tabla siguiente se muestra los efectos de radiación de un charco de fuego por una ignición tardía, para las tres categorías son peligrosas.

Tabla 53. Niveles de radiación para Pool fire en TV-110 tanque de almacenamiento de crudo.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	112.7867	117.3908	120.7207
4	79.9603	85.6077	90.0732
12.5	52.6956	52.993	53.8337

Efectos de una explosión debido a una ignición tardía, las distancias son medidas desde el origen del evento.

Tabla 54. Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía en TV-110 tanque de almacenamiento de crudo.

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia máxima (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	1646.88	1922.37	1669.54
0.0689/1.0	1009.33	1176.86	1023.11
0.1378/2.0	643.497	749.079	652.182

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope “Evaporación súbita en TV-110 (BOIL OVER)”, son:

Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 3 conjuntos de cortes mínimos de primer orden, 9 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden, 154 conjuntos de cortes mínimos de tercer orden. Aunque solo los siguientes conjuntos de cortes mínimos tienen impacto sobre el evento tope.



Tabla 55. Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de derrame por evaporación súbita en TV-110.

Evento 1	Evento 2	Evento 3	Evento 4	Evento 5
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Falla unión soldada, FUS	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP	Omisión del operador al recibir mayor mezcla de crudo, OORMC
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Fallan bombas de concentrado espumante, FBCE	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP	Omisión del operador al recibir mayor mezcla de crudo, OORMC
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Falla eléctrica, FE	Falla unión soldada, FUS	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Falla indicador de nivel LI-068, FLI-068	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP	Línea atrás de la siamesa perforada y corroída, LDSPYC
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Fallan bombas de concentrado espumante, FBCE	Falla indicador de nivel LI-068, FLI-068	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP



Continuación

Evento 1	Evento 2	Evento 3	Evento 4	Evento 5
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Falla eléctrica, FE	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP	Línea atrás de la siamesa perforada y corroída, LDSPYC
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP	Línea atrás de la siamesa perforada y corroída, LDSPYC	Omisión del operador al recibir mayor mezcla de crudo, OORMC
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Fallan bombas de concentrado espumante, FBCE	Falla eléctrica, FE	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	Falla indicador de nivel LI-068, FLI-068	Falla unión soldada, FUS	Falla válvula check, no abre, FVCA	Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP

Estos conjuntos de cortes mínimos suman un porcentaje de contribución del **89.01%** de la probabilidad calculada en el evento tope.



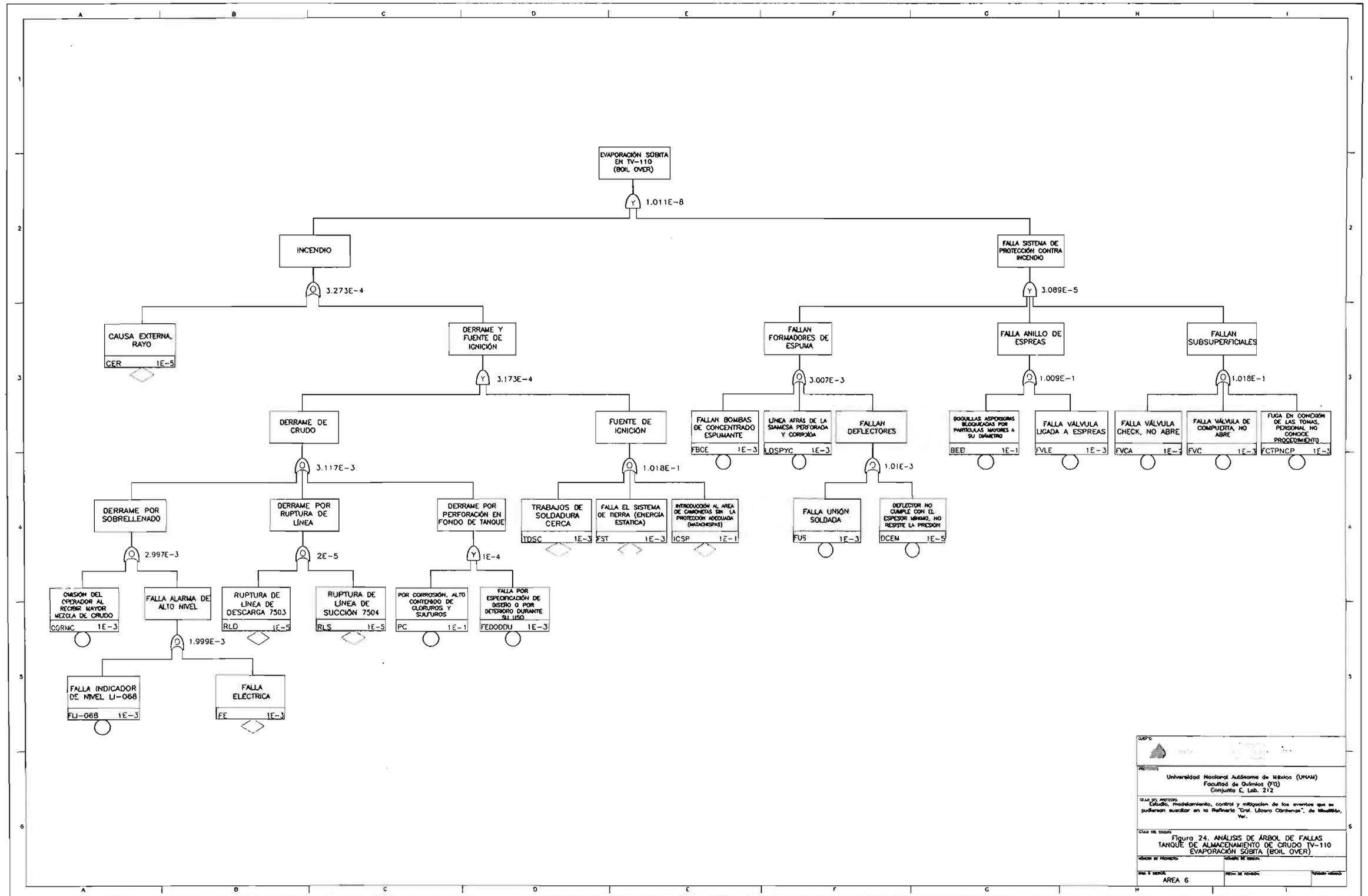
Índice de importancia Fussell-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

Tabla 56. Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope de derrame por evaporación súbita en TV-110.

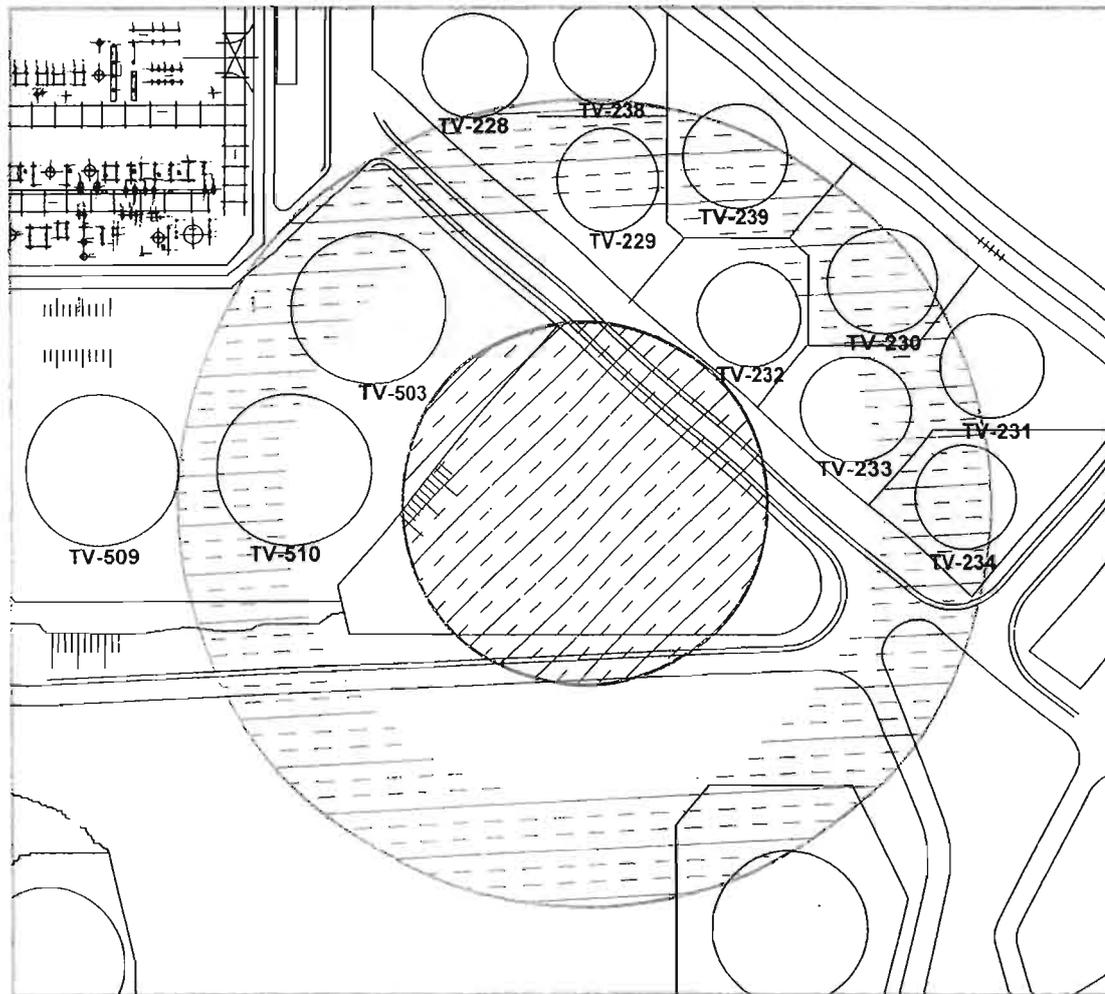
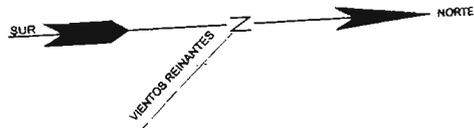
Evento básico	Factor Fussell-Vesely
Boquillas aspersoras bloqueadas por partículas mayores a su diámetro, BEB	9.91E-01
Falla válvula check, no abre, FVCA	9.82E-01
Introducción al área de camionetas sin la protección adecuada (mata-chispas), ICSP	9.52E-01
Fallan bombas de concentrado espumante, FBCE	3.33E-01
Línea atrás de la siamesa perforada y corroída, LDSPYC	3.33E-01
Falla unión soldada, FUS	3.33E-01
Omisión del operador al recibir mayor mezcla de crudo, OORMC	3.11E-01
Falla eléctrica, FE	3.11E-01
Falla indicador de nivel LI-068, FLI-068	3.11E-01

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **1.0111E-8**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **1.0108E-8**, es decir este evento es improbable, no se ha presentado en 10 años y no se le ve probabilidad de que ocurra.

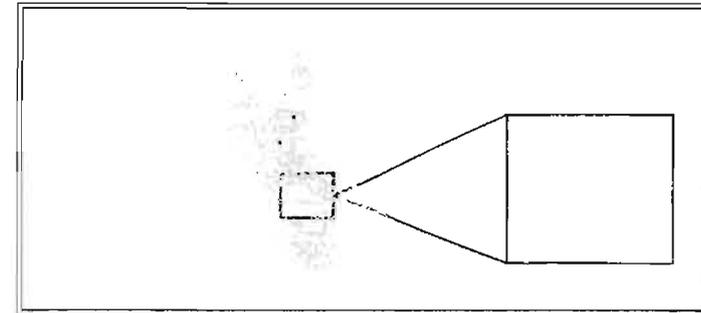
En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212
 Laboratorio de Modelamiento, control y mitigación de los eventos que se
 pudiesen suscitar en el Refinería "Craol. Líbano Córdoba", de Matamoros,
 Ver.
 Figura 24. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO TV-110
 EVAPORACIÓN SOBITA (BOIL OVER)
 Área 6



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
TV-110	POOL FIRE	ZONA ALTO RIESGO 12.5 kw/m ²	ENERGÍA MÍNIMA PARA LA IGNICIÓN PILOTEADA DE LA MADERA Y FUNDICIÓN DE TUBERÍA DE PLÁSTICO, CON 100% DE LETALIDAD EN 1 MIN.	52.99 m
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 5.0 kw/m ²	CAUSA DAÑOS AL PERSONAL SI NO SE PROTEGE ADECUADAMENTE EN 20 SEG. SUFRIENDO QUEMADURAS DE 2º GRADO, 0 LETALIDAD	85.60 m
		ZONA DE SEGURIDAD 1.4 kw/m ²	FLUJO TÉRMICO EQUIVALENTE AL SOL EN VERANO Y AL MEDIO DÍA, NO CAUSARÁ INCOMODIDAD POR EXPOSICIÓN PROLONGADA	117.39 m

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO UNAM
 FACULTAD DE QUÍMICA (FQ)
 CONJUNTO E, LAB. 212

Estudio, modelamiento, control y mitigación de eventos de emergencia en la
 Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, Ver.

Figura 25. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS
 TÁNDOR DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO TV-110
 DERRAME DE CRUDO.

ESCALA: 1:1000
 FECHA DE ELABORACIÓN: 2018
 AUTORA: GARCÍA, G.A.



3.2.9 EVENTO CRÍTICO No.9: DERRAME DE GASOLINA PEMEX MAGNA EN TANQUE TV-205

Debido a la cantidad de hidrocarburos presentes en la gasolina se utilizó el número de carbonos totales presentes para simular la mezcla en PHAST.

Las consecuencias de un derrame de gasolina provocan una alberca de fuego (Pool Fire).

Las consecuencias por radiación.

Tabla 57. Niveles de radiación para Pool fire en tanque TV-205.

Niveles de radiación (kW/m ²)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
1.6	73.2476	77.4996	79.882
4	43.5331	48.7394	52.8935
12.5	17.689	17.9142	18.7137

Consecuencias por sobrepresión debido a una ignición tardía.

Tabla 58. Distancia máxima de sobrepresión para ignición tardía en tanque TV-205.

Sobrepresión (bar/psi)	Distancia (m)		
	Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
0.0344/0.5	2847.87	3301.08	2870.09
0.0689/1.0	1747.51	2023.11	1761.02
0.1378/2.0	1116.11	1289.8	1124.63

Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope “Derrame en TV-205”, son:

Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 4 conjuntos de cortes mínimos de primer orden, 4 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden y 1 conjuntos de cortes mínimos de tercer orden. Los conjuntos de corte mínimos que tienen mayor probabilidad de ocurrir son los siguientes:



Tabla 59. Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de derrame en TV-205.

Evento 1	Evento 2
Falla mantenimiento preventivo (corrosión), FMPC	
Línea con soportería inadecuada, LSI	
Golpe de ariete, GA	
Causa ajena (terremoto), CAT	
Bomba mecánicamente mal, BMM	Toma obstruida, TO
Falla eléctrica, FE	Toma obstruida, TO

Estos conjuntos de corte mínimos suman el **99.99%** de la probabilidad calculada para el evento culminante.

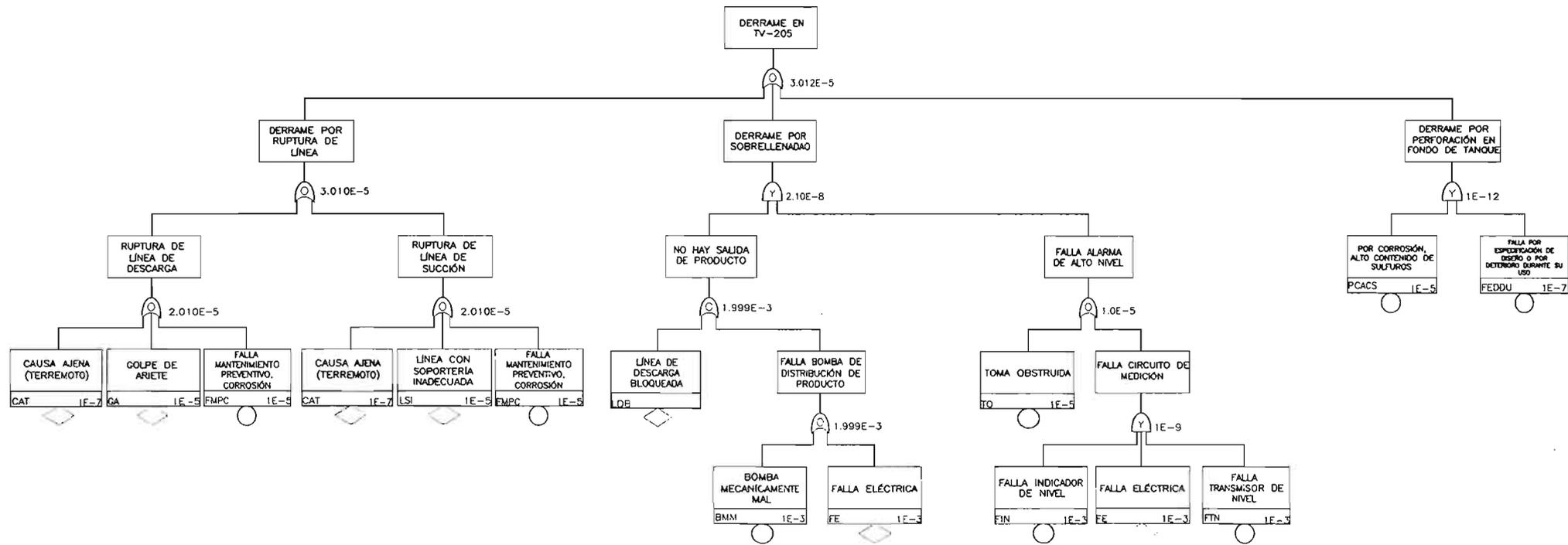
Índice de importancia Fussel-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

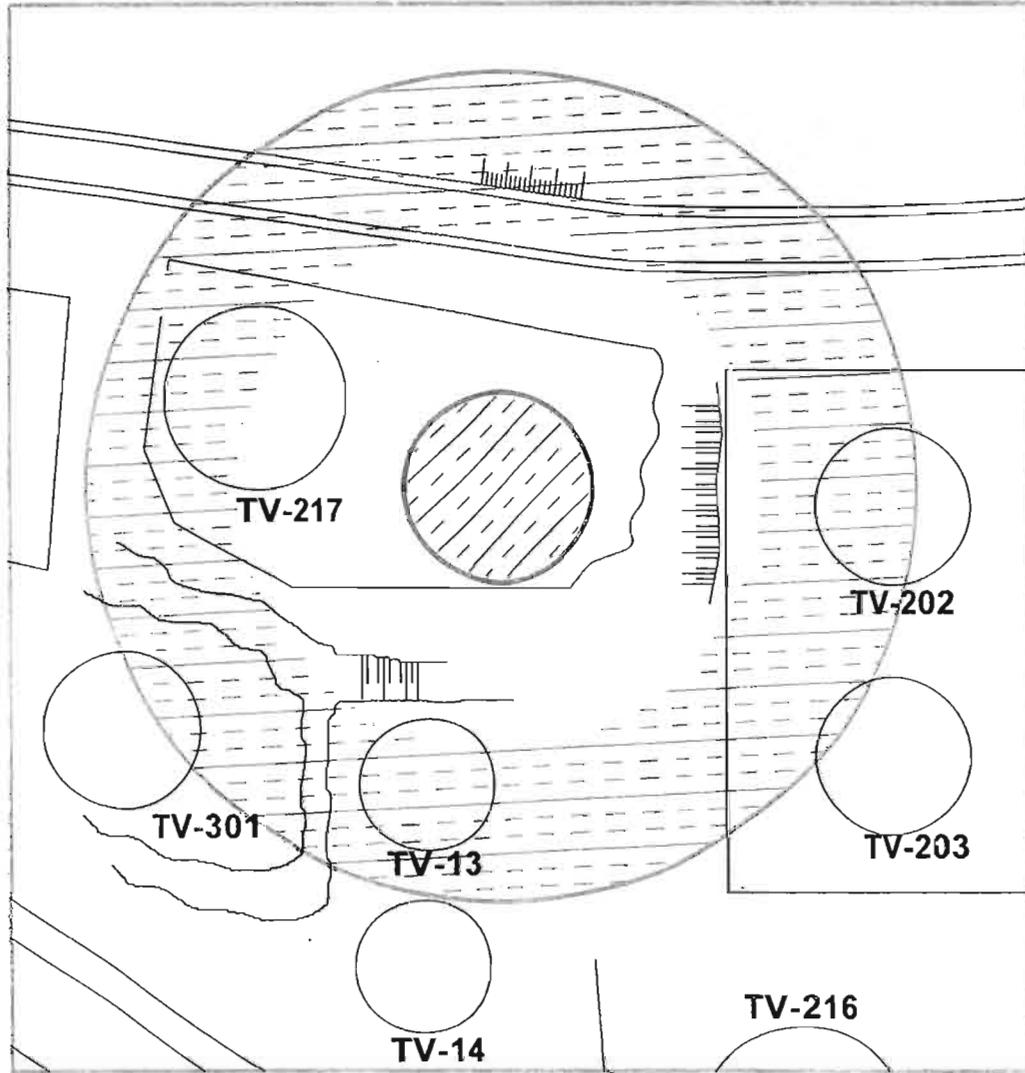
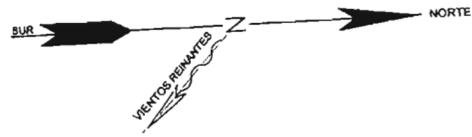
Tabla 60. Eventos básicos con mayor índice de importancia en el evento tope de derrame en TV-205.

Evento básico	Factor Fussell-Vesely
Golpe de ariete, GA	3.32E-01
Falla mantenimiento preventivo (corrosión), FMPC	3.32E-01
Línea con soportería inadecuada, LSI	3.32E-01
Causa ajena (terremoto), CAT	3.32E-03
Toma obstruida, TO	6.64E-04
Falla eléctrica, FE	3.65E-04
Bomba mecánicamente mal, BMM	3.32E-04

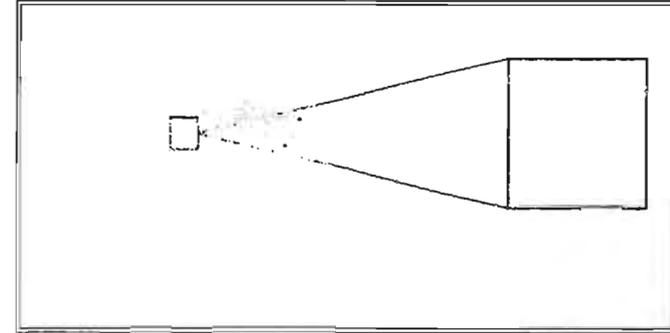
La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de **3.012E-5**, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de **3.015E-5**, es decir este evento es poco probable, ha ocurrido o puede ocurrir una vez en 5 años.

En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.





LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
TV-205	POOL FIRE	ZONA ALTO RIESGO 12.5 kw/m ²	ENERGÍA MINIMA PARA LA IGNICIÓN PILOTEADA DE LA MADERA Y FUNDICIÓN DE TUBERÍA DE PLÁSTICO CON 100% DE LETALIDAD EN 1 MIN.	17.81 m
		ZONA DE AMORTIGUAMIENTO 5.0 kw/m ²	CAUSA DAÑOS AL PERSONAL SI NO SE PROTEGE ADECUADAMENTE EN 20 SEG. SUFRIENDO QUEMADURAS DE 2º GRADO O LETALIDAD.	48.73 m
		ZONA DE SEGURIDAD 1.4 kw/m ²	FLUJO TÉRMICO EQUIVALENTE AL SOL EN VERANO Y AL MEDIO DÍA. NO CAUSARÁ INCOMODIDAD POR EXPOSICIÓN PROLONGADA.	77.49 m

CLAVE:
 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TÍTULO DEL PROYECTO
 Estudio, modelamiento, control y mitigación de eventos críticos probables en la
 Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Minatitlán, Ver.

TÍTULO DEL DISEÑO
 Figura 27. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS
 TANQUE PREPARADOR DE GASOLINA PEMEX MAGNA TV-205
 DERRAME DE GASOLINA PEMEX MAGNA

NOMBRE DE PROYECTO:
 NOMBRE DE DISEÑO:
 ÁREA o SECTOR: **ÁREA 6A**



3.2.10 EVENTO CRÍTICO No.10: FUGA DE CL₂ POR PORO EN CUERPO DE CILINDRO DE 1/6" φ

Para la simulación de consecuencias en PHAST se toman las siguientes temperaturas y presiones de almacenamiento: 1) 26.7°C y 7.1558 kg/cm², 2) 37.6°C y 9.8921 kg/cm².

1) Condiciones de almacenamiento a 26.7°C y 7.1558kg/cm²

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 3.63081E-2 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Distancia que equivale a una dosis tóxica

Tabla 61. Distancia para dosis tóxicas de una fuga de Cl₂. Caso 1

Concentración (ppm)	Tiempo medio (s)	Distancia (m)		
		Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
ERPG 1 (1)	3600	1509.92	123.126	288.995
ERPG 2 (3)	3600	718.44	77.2926	155.134
ERPG 3 (20)	3600	138.875	40.8118	53.7729

2) Condiciones de almacenamiento a 37.6°C y 9.8921kg/cm².

Parámetros de la fuga:

Flujo másico de descarga: 4.83958E-2 kg/s

Duración de la descarga: 600 segundos

Distancia que equivale a una dosis toxica

Tabla 62. Distancia para dosis tóxicas de una fuga de Cl₂. Caso 2.

Concentración (ppm)	Tiempo medio (s)	Distancia (m)		
		Categoría 1.5m/s, estabilidad F.	Categoría 2.77m/s, estabilidad A.	Categoría 4m/s, estabilidad D.
ERPG 1 (1)	3600	1765.09	146.529	342.181
ERPG 2 (3)	3600	836.376	93.9212	187.071
ERPG 3 (20)	3600	166.956	51.3661	66.2028



Los resultados que arroja la técnica de Árbol de Fallas con el evento tope "Fuga de Cloro", son:

Número de conjuntos mínimos de cortes: Son 12 conjuntos de cortes mínimos de primer orden y 6 conjuntos de cortes mínimos de segundo orden. Los siguientes conjuntos de corte mínimos suman el **99.87%** de contribución para desencadenar el evento tope, cabe mencionar que el conjunto de corte mínimo compuesto por los dos eventos tienen una probabilidad de ocurrencia de **1.0E-4** es decir solo contribuye el **1.23%**

Tabla 63. Conjunto de cortes mínimos con mayor importancia en el evento tope de Fuga de Cloro.

Evento 1	Evento 2
Junta comprimida por apretado excesivo, rebasa la unión, JC	
La entrada del dosificador no esta alineado con la salida de la válvula, DNAV	
Empaque endurecido por el tiempo, EEPT	
Tapón mal roscado, TMR	
Junta desgastada o junta de diferente espesor, JGODE	
Tapón en mal estado, cuerdas corroídas, TMECC	
Vástago de la válvula dañado, VVD	
Rosca de la válvula corroída, RVC	
Llave inadecuada, LI	Uso de extensión, UE

Índice de importancia Fussel-Vesely: Este índice nos determina qué eventos básicos se deben de vigilar con mayor énfasis para evitar que se desencadene el evento tope, es decir nos muestra qué elementos son los más importantes para el proceso, ya que cualquier mal funcionamiento o anomalía en estos elementos provocará un descontrol en el proceso.

- Vástago de la válvula dañado, VVD
- Rosca de la válvula corroída, RVC
- Empaque endurecido por el tiempo, EEPT
- Junta comprimida por apretado excesivo, rebasa la unión, JC
- Junta desgastada o junta de diferente espesor, JGODE
- La entrada del dosificador no esta alineado con la salida de la válvula, DNAV
- Tapón mal roscado, TMR

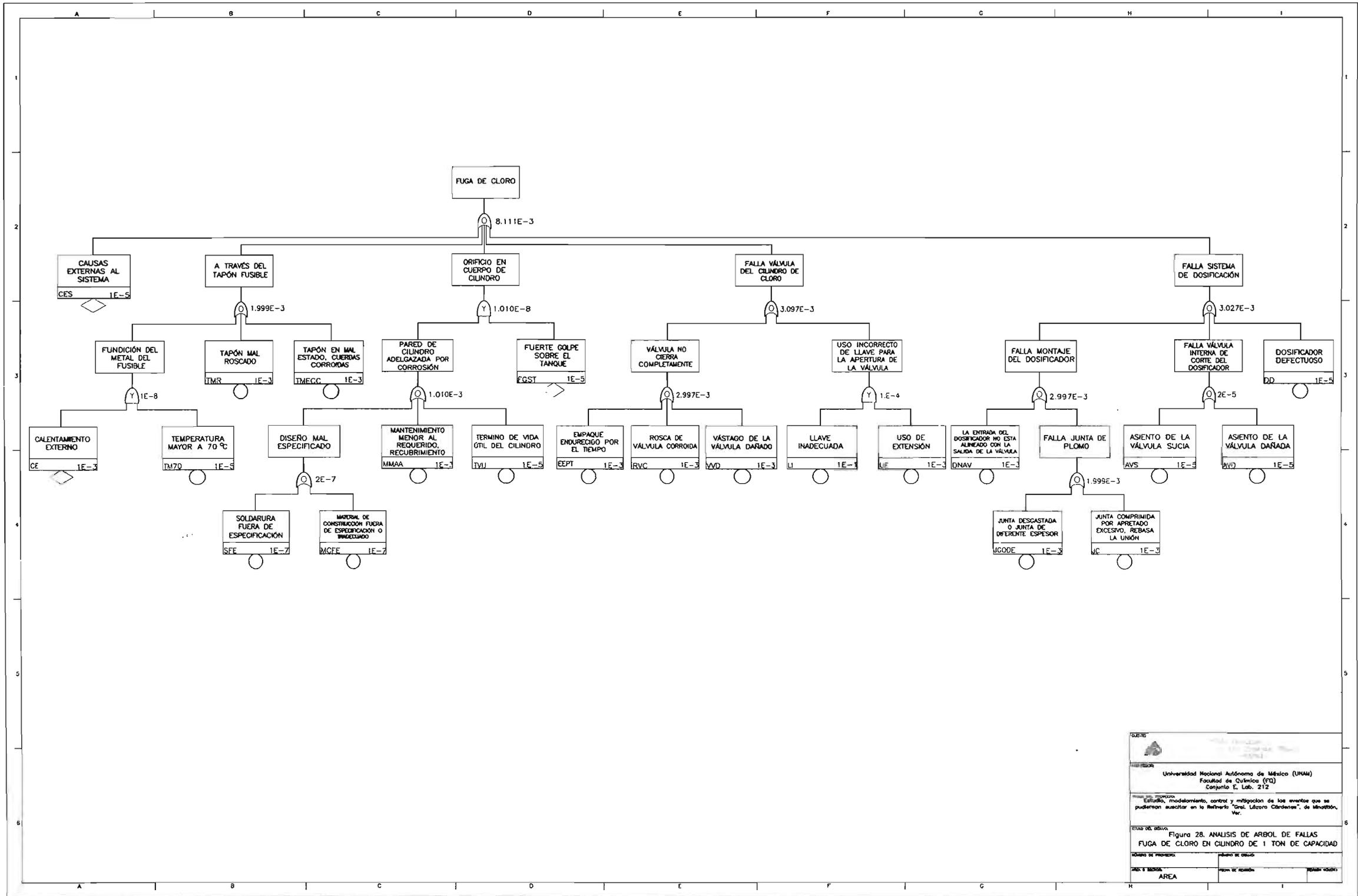


Tapón en mal estado, cuerdas corroídas, TMECC
 Uso de extensión, UE
 Llave inadecuada, LI

El factor Fussell-Vesely de los primeros ocho eventos básicos es de $1.23E-1$ y de los últimos dos es de $1.23E-2$.

La **probabilidad** de que ocurra el evento tope es de $8.111E-3$, y la **frecuencia** (eventos por año) calcula es de $8.1447E-3$, es decir este evento es probable, ha ocurrido o puede ocurrir una vez al año.

En la simulación se usó el modelo de probabilidad y el parámetro de probabilidad para todos los eventos básicos.

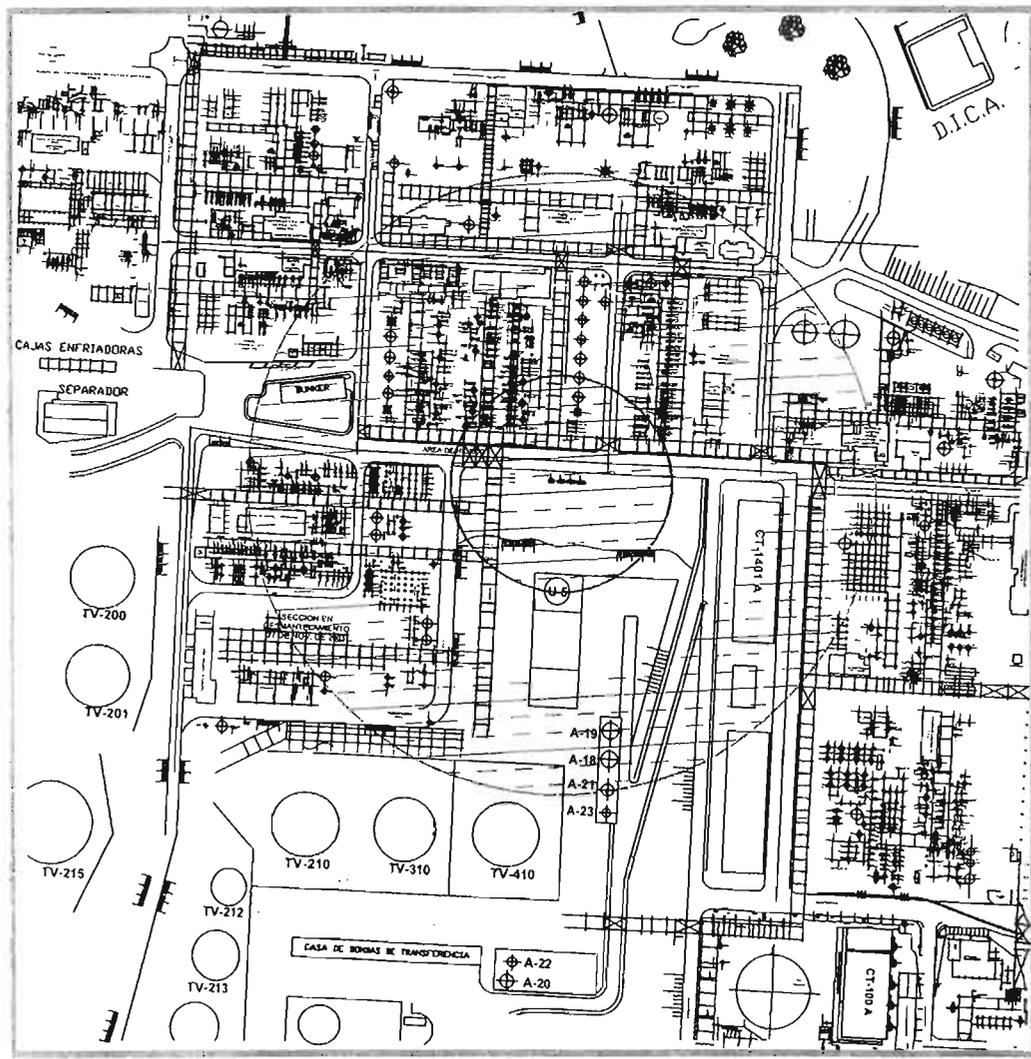
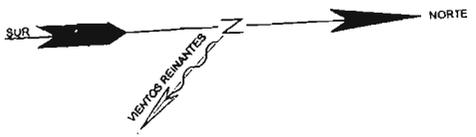


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM)
 FACULTAD DE QUÍMICA (FQ)
 CONJUNTO E, LAB. 212

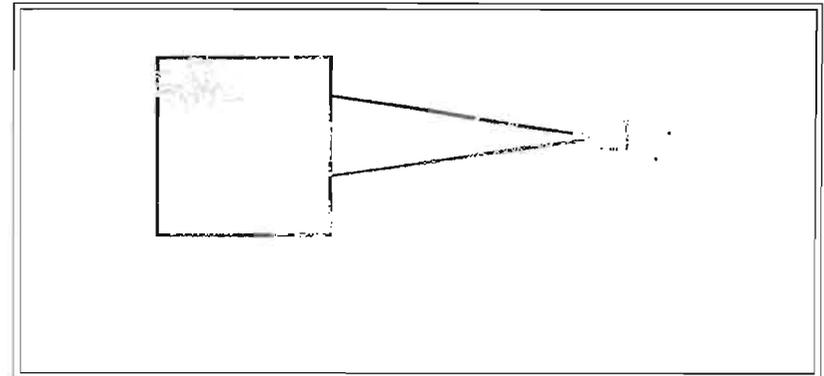
ESTUDIO, modelamiento, control y mitigación de los eventos que se pudieran suscitarse en la Reducción "Don. Lázaro Cárdenas", de Minotitlán, Ver.

Figura 28. ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS
 FUGA DE CLORO EN CILINDRO DE 1 TON DE CAPACIDAD

NOMBRE DEL PROYECTO: _____ FECHA DE ELABORACIÓN: _____
 NOMBRE DEL INGENIERO: _____ NOMBRE DEL ASISTENTE: _____
 NOMBRE DEL AREA: _____



LOCALIZACIÓN



DESCRIPCIÓN DEL EVENTO

EQUIPO	EVENTO	ZONA	DESCRIPCIÓN DE LOS EFECTOS	DISTANCIA
TANQUE DE CLORO	NUBE TÓXICA	ZONA ALTO RIESGO ERPG 3 (20 ppm)	ES LA MÁXIMA CONCENTRACIÓN EN EL AIRE A LA CUAL CASI TODOS LOS INDIVIDUOS PUEDEN ESTAR EXPUESTOS POR ARRIBA DE 1 HORA SIN EXPERIMENTAR O DESARROLLAR EFECTOS AMENAZADORES A SU VIDA	51.3661 m
		ZONA DE AMPLIFICAMIENTO ERPG 2 (3 ppm)	ES LA MÁXIMA CONCENTRACIÓN EN EL AIRE A LA CUAL CASI TODOS LOS INDIVIDUOS PUEDEN ESTAR EXPUESTOS POR ARRIBA DE 1 HORA SIN SUFRIR EFECTOS IRREVERSIBLES A LA SALUD O SÍNTOMAS QUE PUEDERAN DEBILITAR SUS HABILIDADES PARA TOMAR UNA ACCIÓN PROTECTORA	93.8212 m
		ZONA DE SEGURIDAD ERPG 1 (1 ppm)	ES LA MÁXIMA CONCENTRACIÓN EN EL AIRE A LA CUAL CASI TODOS LOS INDIVIDUOS PUEDEN ESTAR EXPUESTOS POR ARRIBA DE 1 HORA SIN EXPERIMENTAR NINGÚN SÍNTOMA Y SIN PERDERIR CLARAMENTE EL OÍDR	148.529 m

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

TÍTULO DEL PROYECTO
 Estudio, mantenimiento, control y mitigación de aversas a través de líneas procesales en la Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Manizáhuac.

TÍTULO DEL SEMINARIO
 PLAN DE ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS
 CASO DE CLORO POR FUGA EN CUADRO DE CLORO DE 1 TON DE CAPACIDAD
 FUGA DE CLORO POR FUGA EN CUADRO DE CLORO DE 1 TON DE CAPACIDAD

ÁMBITO DE APLICACIÓN
 ÁREA DE HIDROSIS



4. PLAN DE ACCIÓN PARA CONTROLAR Y/O MITIGAR EL EVENTO CULMINANTE EN CASO DE QUE OCURRA



4. PLAN DE ACCIÓN PARA CONTROLAR Y/O MITIGAR EL EVENTO CULMINANTE EN CASO DE QUE OCURRA.

4.1 OBJETIVO

Se establecerán las acciones concretas para atender una emergencia originada por los accidentes antes estudiados y modelados. Crear hábitos de conducta, seguridad y autocontrol en los trabajadores. Planificar y practicar evacuaciones masivas por rutas expeditas hacia zonas de seguridad.

4.2 ALCANCE DEL PLAN

Este plan es de aplicación general en la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" para acordar prioridades, incluyendo responsabilidades y autoridades.

4.3 ORGANIZACIÓN Y RESPONSABILIDADES

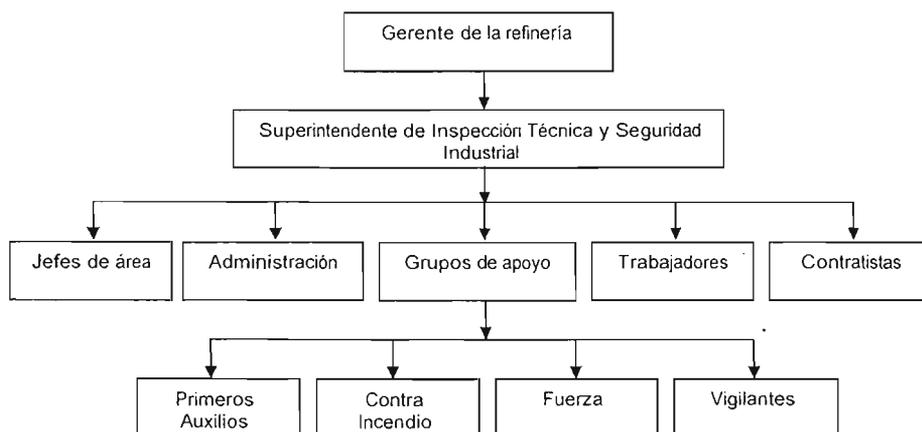
Jefatura: Responsable absoluto de los trabajadores, conocer, enseñar y practicar el Plan

Personal: Mantener las áreas de seguridad, mantener vías de escape, dar señal de alarma y conocer el plan.

Trabajadores: Acatar normas, practicar el Plan y corte de energía.

Grupos de apoyo: Combate de incendio, primeros auxilios y control final.

Figura 20. Organización del personal.





4.4 DESARROLLO DE LAS ACTIVIDADES.

4.4.1 NOTIFICACIÓN DE LA EMERGENCIA.

La persona que detecta el incidente o accidente, informa a través de los medios de comunicación a su alcance a la central contra incendio ó al Superintendente de Inspección Técnica y Seguridad Industrial, ó si es por teléfono de PEMEX, debe marcar la extensión 444 de la central contra incendio

Si es por teléfono de la red pública de la localidad, debe marcar el número 22-50024 y solicitar cualquiera de las extensiones: Gerencia 26002, Superintendente 26210, Personal de guardia de Seguridad 26212 ó de la central Contra Incendio 26222.

Si es por radio "trunking", cuenta con las siguientes opciones:

1. Debe seleccionar el canal de "Emergencia" y notificar la emergencia.
2. En caso de que no tuviera el canal de llamada de "Emergencia" puede notificarlo a través del canal de "Inspección y Seguridad".
3. En caso de no contar con ninguno de estos dos canales, debe informar a su jefe inmediato, operadora del conmutador telefónico o bien a alguna persona que tenga forma de comunicarse a la central contra incendio.
4. En caso de contar con radio con llamada privada puede también notificarlo a la operadora del conmutador telefónico al ID 724000, y la operadora procede a informar a la central contra incendio.
5. Si es por el sistema de Intercomunicación y voiceo Industrial de las plantas, debe informar al cuarto de control de la planta, o bien al cuarto de control central (búnker), posteriormente la persona que recibe el mensaje debe informar a la central contra incendio.

Al recibir la instrucción de parte del Superintendente de Inspección Técnica y Seguridad Industrial, único autorizado para realizar la llamada general al personal directivo de la Unidad de Respuesta a Emergencias (URE), la operadora procede a hacerlo a través del sistema de radio "trunking" en modo abierto (llamada de grupo).



Durante el tiempo que dure la emergencia, la operadora estará pendiente de las comunicaciones telefónicas y por radiocomunicación que se requieran, relacionadas al proceso de la atención a la emergencia.

El personal de telecomunicaciones se presenta en el sitio de la emergencia, previa petición del coordinador general de la misma y procede a instalar los servicios de Telecomunicaciones de acuerdo a las necesidades de la emergencia.

Lleva al sitio de la emergencia los equipos de radiocomunicación trunking para atención de emergencias, baterías de radios cargadas, cargadores de baterías, megáfonos, equipos de sonido, etc., que son a prueba de explosiones e intrínsecamente seguros.

En el caso de que por la ubicación o magnitud de la emergencia no se pudiesen proporcionar los servicios de telecomunicaciones requeridos, el jefe de departamento de Telecomunicaciones procede a informar al gerente de la Refinería, dándole las opciones existentes (contratación de servicios, adquisición de equipos, solicitud a la unidad de zona de telecomunicaciones, solicitud a la gerencia de ingeniería de telecomunicaciones) y procede a ejecutarlas.

Durante la emergencia el personal de telecomunicaciones supervisa la buena operación y autonomía en cuanto al suministro eléctrico, de los sistemas integrales de Telecomunicaciones como son:

- * Conmutadores telefónicos.
- * Estaciones de microondas.
- * Sitios de repetición trunking.
- * Sistemas de teleinformática.
- * Sistemas de intercomunicación y voceo industrial.

El gerente, los jefes de unidad, los superintendentes de rama y los Jefes de especialidad, usan el grupo de EMERGENCIA para su comunicación en forma abierta.

Los superintendentes de rama y jefes de especialidad usan además sus grupos correspondientes para la comunicación con el personal a su cargo, estableciendo la comunicación en forma abierta.



4.4.2 CONFIRMACIÓN DE LA EMERGENCIA.

Al confirmar la existencia de una emergencia interna mayor, el encargado de la emergencia dará la orden a la central contra incendio para que active el sistema de alarma para enterar al personal del centro de trabajo y población civil aledaña de la emergencia que se está presentando, comunica al notificador de la emergencia que es necesario convocar a la **Unidad de Respuesta a Emergencias (URE)** en el **Centro de Operaciones a Emergencias (COE)** y procederá a coordinar el ataque a la emergencia aplicando las funciones que le corresponden de acuerdo al Plan de Respuesta a Emergencias descrito en el capítulo 2.5.2.

4.4.3 AVISOS Y SEÑALAMIENTOS PARA EMERGENCIAS.

El medio para comunicar a los trabajadores del centro de trabajo y a la población aledaña cuando se presenta una emergencia en las instalaciones de la Refinería, que no es posible controlar con los recursos propios, es mediante una **alarma audible** (silbato de calderas con cuatro llamadas cortas de 10 segundos) y **medios visibles** (banderas).

Cuando se presenta una emergencia no controlada el Superintendente de Inspección y Seguridad Industrial, notifica al Superintendente de Fuerza quien avisa de inmediato para que suene el silbato de alarma, y el personal de vigilancia colocara las banderas en portada norte (torre de telecomunicaciones) y en lado norte de planta estabilizadora 3.

Tabla 64. Bandera de avisos y señalamientos ⁽²⁵⁾

Color	Significado	Alerta
Roja	Emergencia mayor	La población debe de estar alerta a cualquier comunicado por parte de los responsables de Protección Civil.
Amarillo	Emergencia menor	No afecta a la población.
Verde	Operación normal	No implica ningún riesgo a la población vecina.
Blanco	Simulacro parcial o total	Ninguna.

Se recomienda que durante una emergencia el radio trunking se evite su saturación y se debe permitir el mayor uso del radio al personal que está combatiendo la emergencia,



principalmente: contra incendio, seguridad industrial y el área operativa correspondiente, los departamentos de apoyo deben hacer uso mínimo del radio, de ser posible utilizar la frecuencia convencional (zona ó banda C del radio) o bien usar otros medios de comunicación.

Los departamentos no involucrados en la emergencia utilizan su grupo de comunicación correspondiente en frecuencia convencional (zona ó banda C del radio).

No está permitido que durante una emergencia se utilicen las opciones telefónicas y privadas del sistema, ya que provocan saturación al mismo.

En virtud de que el sitio de repetición trunking número 18, instalado en el área de Minatitlán, es compartido con todos los usuarios de los diferentes centros de trabajo, durante una emergencia mayor, el jefe del departamento de Telecomunicaciones solicita a los responsables de los centros de trabajo que no están en la emergencia, que reduzcan al mínimo necesario el uso del sistema para permitir al centro en emergencia hacer mayor uso del sistema y con esto pueda coordinar mejor sus actividades.

Todos los informes y reportes que deban de realizarse a las diferentes dependencias de PEMEX Refinación y Corporativo con relación a la emergencia, se deben de hacer a través del sistema telefónico, fax o correo electrónico por el personal encargado de la función.

Cuando por el tipo y magnitud de la emergencia se requiera de movilizar a la población civil de colonias aledañas a la Refinería (Ejido Santa Alejandrina, colonias 26 de Abril, Obrera, Petrolera, etc.) a albergues, el departamento de Telecomunicaciones debe proporcionar medios de comunicación (radio trunking, convencional, banda civil, teléfono de PEMEX o Telmex) en esos lugares.

Los equipos de comunicación usados en la emergencia deben ser intrínsecamente seguros y a prueba de explosión, por lo tanto, queda estrictamente prohibido el uso de teléfonos celulares, localizadores (beepers) ó dispositivos no aprobados.



4.4.4 ACTIVIDADES DE CONTROL Y/O MITIGACIÓN PARA CADA EVENTO CRÍTICO:

V-1600, DA-101B, DA-107, DA-201

Estas actividades atenderán la emergencia originada por una fuga, incendio o explosión de hidrocarburos líquidos o gaseosos en torres de separación, tal como lo son: Torre Fraccionadora de Crudo reducido **V-1600**, Torre Estabilizadora de gasolina **DA-101B**, Torre Desisobutanizadora **DA-107** y Torre Desisobutanizadora **DA-201** (DIC4).

1. El personal de operación identificará la fuente de la fuga o el incendio para poder determinar los movimientos operacionales que se ejecutarán para eliminar la alimentación de hidrocarburo. En caso de no poder aislar la fuente emisora mediante el bloqueo de válvulas o desvío de flujos será necesario parar la planta mediante el procedimiento operacional de la emergencia.
2. El personal de operación activará los sistemas de protección contra incendio del área afectada mientras llega el personal del departamento de contra incendio.
3. En caso de presentarse fuga de gases explosivos, éstos pueden viajar a una fuente de ignición y provocar una explosión (Unconfined Vapor Cloud Explosion) por lo que se deberán proteger al máximo las fuentes de ignición, tales como calentadores, mediante el accionamiento de las cortinas de vapor de emergencia.
4. El personal de contra incendio al recibir la llamada reportando la emergencia saldrán inmediatamente las autobombas No. 2 y 3 con las tripulaciones respectivas. Al arribar al sitio de la emergencia se deberá visualizar la dirección del viento y las autobombas se deberán colocar en el sitio favorable (observar la dirección del aire en los conos indicadores).
5. El personal de contra incendio tenderá el equipo necesario (mangueras y monitores portátiles) para reforzar el ataque con agua (en forma de niebla) para evitar que la fuga de gas llegue a equipos de operación y pueda provocar una emergencia mayor.
6. En caso de incendio se deberá combatir el fuego con el viento a favor (viento en la espalda) utilizando agua en forma de rocío o niebla o espuma según lo amerite el caso.



7. En caso de fuga de gases tóxicos, el personal de contra incendio aplicará agua en forma de cortina para confinar la fuga (viento en la espalda) y deberán utilizar equipos de respiración de aire autocontenido (aqualones).

DA-901

Estas actividades atenderán la emergencia de una fuga de Propano-Propileno en la torre Despropilenizadora DA-901.

1. El jefe de guardia de contra incendio se desplazará al área con tres unidades motobombas colocándolas estratégicamente considerando la dirección del viento.
2. El personal de operación procederá a apagar los equipos con fuentes de ignición de acuerdo a sus procedimientos operacionales.
3. Se atacará la emergencia confinando y protegiendo equipos aledaños.
4. Para la atención de esta emergencia es obligatorio el uso de protección respiratoria.
5. Personal de Inspección y Seguridad monitorea el área para detectar contaminación atmosférica.
6. Personal de contra incendio utiliza líquido espumante biodegradable.
7. Considerando que la magnitud del evento puede afectar las áreas administrativas, el Jefe de Seguridad Industrial y Salud Ocupacional en coordinación con los jefes de brigadas de los edificios administrativos proceden a la evacuación del personal.
8. El personal se refugia primeramente en el área exterior del IMP y de ser necesario se desplaza hacia el salón de eventos de la ADM, en la colonia 18 de marzo.

GB-502A/B

Estas actividades atenderán la emergencia originada por una fuga e incendio de hidrogeno en el compresor GB-502A/B.

1. El personal de operación determinará los movimientos operacionales que se ejecutarán para eliminar la fuga, ya que la flama del H₂ es invisible.



2. Deberán proteger al máximo las fuentes de ignición, tales como calentadores, mediante el accionamiento de las cortinas de vapor de emergencia, estas cortinas de vapor también reducirán los vapores del hidrogeno.
3. El personal de contra incendio saldrá inmediatamente con las autobombas y con las tripulaciones respectivas. Al arribar al sitio de la emergencia se deberá visualizar la dirección del viento y deberán colocarlas en el sitio favorable (observar la dirección del aire en los conos indicadores). Y además deberá llevar el equipo de respiración autónomo, chalecos, viseras, botas de neopreno, ya que el hidrogeno en estado liquido causa quemaduras por congelamiento en boca, garganta y tracto gastrointestinal.
4. Existe riesgo de reignición si el fuego es extinguido, se puede producir explosión de no ser eliminada la fuente de fuga. En caso de fuego, no extinguirlo si la fuente de la fuga no ha sido detenida primeramente.
5. El personal de operación deberá evitar los materiales oxidantes ya que producen riesgos de fuego y explosión; catalizadores como platino (Pt) y níquel (Ni) acrecientan riesgos de reacciones violentas.
6. El personal de contra incendio deberá aislar el área, hasta que el gas se halla dispersado.
7. El personal de contra incendio deberá evitar dirigir el agua a la fuente de la fuga o a las válvulas de relevo de presión, puede haber congelamiento

TE-406

Estas actividades atenderán la emergencia originada por una fuga e incendio de gas LPG en la esfera de almacenamiento TE-406 o para los esféricos aledaños.

1. Para la atención de esta emergencia es obligatorio el uso de protección respiratoria.
2. El personal de Inspección y Seguridad monitoreará el área para detectar contaminación atmosférica.
3. El encargado de operación desde el cuarto de control, accionará el sistema de espreas.



4. Si se requiere aplicar enfriamiento a los esféricos FA-202, 203 y TE-405, operación procederá a abrir las automáticas de los sistemas de espreas correspondientes.
5. El personal de operación verificará la posición de la válvula de salida general del drenaje pluvial (debe estar abierta), ubicada de lado poniente del muelle No.9
6. El personal de contra incendio utilizará extinguidores de polvo químico seco, lavando el área afectada posteriormente
7. El personal de fuerza desenergizará líneas y circuitos eléctricos del área en problema
8. El jefe de guardia de contra incendio se presentará en el área con cuatro unidades motobombas y equipo de protección respiratoria.
9. Instalará las motobombas estratégicamente considerando la dirección del viento.
10. Se aplicará enfriamiento exhaustivo principalmente a las zonas donde halla incidencia de fuego.

TV-110

Estas actividades atenderán la emergencia de un derrame por evaporación súbita de crudo en el tanque TV-110 de 200000 Bls, que afectarán las instalaciones y a la comunidad asentada al lado norte de este tanque.

1. El personal de fuerza desenergizará líneas y circuitos eléctricos del área en problema.
 2. El personal de operación procederá a suspender el recibo del tanque alineando el recibo a otro tanque disponible y hacer maniobras para vaciarlo o trasegarlo.
 3. El personal de operación, con su equipo de protección respiratoria, revisará las válvulas del drenaje y abrirá la descarga hacia el drenaje aceitoso.
 4. El jefe de guardia de contra incendio se presentará al área con los camiones contra incendio y de acuerdo a la dirección del aire, se instalarán y conectarán a los hidrantes.
 5. La brigada de contra incendio intervendrá al mismo tiempo utilizando su equipo de protección respiratoria.
 6. El jefe de guardia procederá a ordenar la aplicación de una capa de espuma sobre la superficie del crudo derramado dentro del dique del TV-110.
-



7. Se deberá tener disponible el equipo de alumbrado auxiliar para utilizarlo en caso que el siniestro se prolongue hasta el anochecer o bien ocurra en horas de la madrugada.
8. Mientras permanece la situación **solo de derrame sin incendio**, se evitará aplicar chorros de agua sobre el tanque ni abrir el sistema de espreas.
9. No hay un patrón definido en el combate del incendio de un tanque de almacenamiento por lo que de acuerdo a las situaciones propias del tanque se deberán tomar las decisiones de acuerdo al jefe técnico de contra incendio, el encargado de la emergencia y el encargado de operación para determinar las mejores tácticas y estrategias.
10. El Superintendente de Inspección Técnica y Seguridad Industrial, si considera que existen afectaciones a la comunidad, por medio del personal de Contra Incendio le notificará a Protección Civil, ya sea por radio frecuencia de Protección Civil o al Teléfono de PEMEX 35 444
11. Si es necesaria la evacuación de la comunidad ubicada al norte del TV-110, el Superintendente de Inspección Técnica y Seguridad Industrial dará instrucciones al personal responsable de ésta actividad, para que en coordinación con Protección Civil, traslade a las personas afectadas hacia los albergues ubicados estratégicamente en la ciudad.

TV-205

Estas actividades atenderán la emergencia de un derrame de Gasolina PEMEX-Magna en el tanque TV-250 de 100000 Bls.

1. El personal de fuerza desenergizará líneas y circuitos eléctricos del área en problema.
2. El personal de operación procederá a suspender el recibo del tanque alineando el recibo a otro tanque disponible y hacer maniobras para vaciarlo o trasegararlo.
3. El personal de operación, con su equipo de protección respiratoria, revisará las válvulas del drenaje y abrirá la descarga hacia el drenaje aceitoso.
4. El personal de operación eliminará fuentes de ignición e intentara detener la fuga sin generar riesgos.



5. El personal de contra incendio enfriará el contenedor sin introducir agua, usará cortinas de agua para reducir o desviar los vapores.
6. El personal de contra incendio detendrá el producto para evitar la introducción a vías pluviales, alcantarillados, sótanos o áreas confinadas, absorbiéndolo con arena.
7. El personal de contra incendio colocará una capa de espuma sobre el líquido derramado para evitar su evaporización.
8. El personal de contra incendio deberá aislar el área en problema.

FUGA DE CLORO

Estas actividades atenderán la emergencia de una fuga de Cloro y de esta forma reducir los efectos del cloro sobre el personal, la población aledaña y a las instalaciones.

1. El personal de operación, abrirá los monitores cercanos de la red de contra incendio, como medida inicial, dirigiendo las cortinas de agua para la dispersión del cloro.
 2. El personal de contra incendio; de acuerdo con el responsable del área de la emergencia procederá al combate de la misma, instalando cortinas de agua adicionales para aislar la fuga y disminuir la afectación a la población civil aledaña a las instalaciones, controlará la fuga tomando en cuenta la dirección del viento y se coordinará con el personal de la Brigada de Rescate para la liberación de víctimas en el área de riesgo, así como también proporcionará protección al personal que realice actividades para el control de la fuga de Cloro.
 3. La brigada de rescate; se deberá de proteger con Trajes de Protección Nivel "A" para realizar las maniobras de rescate de víctimas del área de riesgo, coordinándose con personal de Contra incendio para llevar a cabo las maniobras.
 4. La brigada de Atención a Emergencias con materiales Peligrosos; se protegerá con Trajes de Protección Nivel "A" para realizar las maniobras de control de la fuga de cloro e instalarán el área de descontaminación de víctimas y personal de que interviene en las maniobras directas.
 5. El personal de Inspección y Seguridad mantendrán disponible equipo de protección personal, tales como son:
-



- Equipos de Protección Respiratoria (autocontenidos).
 - Cilindros de repuesto para autocontenidos.
 - Trajes de Protección Nivel "A" (Encapsulados)
6. Considerando que la fuga puede alcanzar a afectar a la población y si la dirección del aire está hacia la comunidad asentada al norte de la Refinería, se procederá a:
- El Jefe de Seguridad y Salud Ocupacional a través de contra incendio notificará a Protección Civil al teléfono 35444 o por radio frecuencia Protección Civil.
 - Protección Civil al recibir el llamado organiza la evacuación de los habitantes vecinos afectados de acuerdo a sus procedimientos.
 - Se llevará a esta gente a lugares seguros y albergues.

4.4.5 CESE DE LA EMERGENCIA.

La decisión de dar por concluida una emergencia se hará bajo los siguientes términos:

- Después de efectuar un monitoreo riguroso del área y se determine que el grado de explosividad y/o toxicidad en el ambiente es de cero.
- Cuando se determine que ya no es necesario efectuar ningún movimiento operacional dentro de la Refinería.
- Después de realizar una evaluación del área afectada y se determine que no hay daños en los equipos e instalaciones

El único autorizado para determinar la finalización de la emergencia es el Superintendente de Inspección Técnica y Seguridad Industrial.



5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

Es importante remarcar que los eventos que se han estudiado y simulado en este trabajo son casos hipotéticos, ya que tales eventos no han ocurrido en las instalaciones de PEMEX-Refinación, sin embargo, en la posibilidad de que ocurrieran estos, podrían producir tres tipos de eventos indeseables:

- Explosiones, como ondas de presión,
- Incendios y radiaciones térmicas y
- Fugas de sustancias tóxicas.

El análisis de árbol de fallas permite ilustrar las fallas y/o errores de combinaciones humanas y mecánicas que pueden ocasionar accidentes. Y el programa Risk Spectrum ayuda a estimar cuantitativamente la probabilidad de que tenga lugar el evento crítico hipotético. A continuación se mencionan los casos estudiados, en donde se presentan los equipos y/o accesorios que deberán estar en especial observación, debido a que tienen mayor contribución en el desarrollo del evento culminante.

La fuga de crudo en la torre V-1600 tiene una probabilidad de **6.013E-5**, del árbol de fallas se obtiene que los eventos básicos que provocarían dicha fuga son la falta de mantenimiento preventivo a las bridas y a la línea, que los espárragos estén mal instalados, que la línea este mal soportada o que los indicadores de nivel estén mal instalados o dañados.

La fuga de gasolina primaria por ruptura de la torre DA-101B, da una probabilidad de **1.120E-5**, es poco probable de que ocurra, para este caso se plantea una reducción en la resistencia del recipiente debido a la corrosión, erosión, ataque químico, golpes o fatiga del material, por lo tanto, se deberá cuidar que la torre reciba el mantenimiento adecuado y que se realice periódicamente la medición del espesor.

La fuga de butano en la torre DA-107, tiene una probabilidad de **7.114E-5**, lo cual significa que es poco probable que ocurra; conforme con el árbol de fallas este evento podría



pasar, debido a que los accesorios (válvulas, codos, reducciones) se encuentren corroidos o sean de mala calidad, o que la línea este mal soportada,

La fuga de butanos a través del niple es debida a una sobrepresión en la torre DA-201, se obtiene una probabilidad de **1.90E-1**, este evento es muy probable que ocurra y puede ocurrir varias veces al año, debido a que solo se cuenta con un controlador indicar de temperatura a la salida del calentador y otro a la entrada de la torre, es decir, la temperatura en la torre se incrementara y esto provocaría la sobrepresión.

La fuga de la mezcla propano-propileno por una fisura en la torre DA-901 tiene una probabilidad de **2.355E-4**, lo cual significa que es poco probable de que ocurra, se considera un sobrepresión en la torre la cual es provocada por la combinación de la falla de la bomba GA-901, de la válvula PSV-901 y del indicador controlador de presión PIC-901, originando una fisura en el cuerpo del equipo.

El paro del compresor (GB-502) tiene una probabilidad de **1.503E-2** lo cual indica que puede ocurrir una vez al año, del análisis de árbol de fallas se concluye que el compresor puede parar debido a, una falla en la bomba GA-509, a una falla en el aire de instrumentos, a que los filtros están obstruidos, que la flecha este desalineada, que el aceite este fuera de especificación o que exista temperatura alta en el devanado de motor. Sin embargo, el factor que más influye es que no se cuente con las refacciones a tiempo y que el personal no este capacitado.

La explosión en el tanque TE-406, da una probabilidad de **1.231E-9**, es decir, **no** se ve probabilidad de que ocurra, sin embargo, si se contempla un calentamiento externo debido a un incendio provocado por una fuga y una falla en la alarma por alta presión, tal explosión ocurriría. Para este caso se deberá revisar periódicamente el sistema de espreas y formadores de espuma para eliminar el calentamiento externo.

La evaporación súbita "Boil-Over" en el tanque TV-110 tiene una probabilidad de ocurrencia de **1.011E-8**, este evento es improbable y no se le ve probabilidad de que ocurra, no obstante, si los eventos básicos se desarrollan simultáneamente: una falla en



las boquillas aspersoras, una falla en la válvula check, una falla en el indicador de nivel LI-068 y existe un punto de ignición, tal evento ocurrirá.

El derrame de gasolina en el tanque TV-205 podría ser ocasionado por un golpe de ariete, debido a una línea mal soportada, a una toma obstruida o que la bomba falla. Conforme al árbol de fallas tiene **3.012E-5** de probabilidad, este evento es poco probable y podría suceder una vez en 5 años.

Para la fuga de Cl_2 se obtiene una probabilidad de **8.111E-3**, la cual indica que es probable que suceda y sería una vez al año, de acuerdo con el análisis de árbol de fallas esta fuga será debido a que el vástago de la válvula este dañado, que la rosca de la válvula este corroída, que el empaque este dañado, que el dosificador no esta alineado correctamente o que no se use la herramienta adecuada para su instalación.

Como se observa de los 10 casos, la fuga en la torre DA-201, el paro del compresor y la fuga de cloro, destacan de los demás eventos, ya que tienen probabilidades altas, por lo tanto, se deberá poner mayor atención, tanto a la operación, instalaciones, y mantenimiento; así mismo, los elementos de regulación y control del proceso que deben actuar sobre las variables clave; y los sistemas de seguridad, han de actuar ante fallas previsibles de los primeros.

El sistema de modelación PHAST usado en este trabajo, fue de gran utilidad para evaluar la posible evolución de nubes tóxicas, explosiones, etc., y así delimitar las zonas de alto riesgo, amortiguamiento y seguridad, de tal forma que se puedan tomar las decisiones y las acciones adecuadas para mitigar las consecuencias.

En base a lo expuesto anteriormente, las conclusiones para los escenarios planteados en este trabajo se dividen de la forma siguiente:

Fenómenos peligrosos de tipo mecánico.

La fuga de gasolina primaria en poro de $\frac{1}{2}$ " ϕ en fondo de la torre DA-101B, ocasionaría una **explosión con ignición tardía** de 41.2464 metros de diámetro.



La fuga de butanos por el niple de $\frac{3}{4}$ " ϕ en la torre DA-201, generaría una **explosión por ignición tardía** de 82.5536 m de diámetro.

La fuga de hidrógeno en el compresor GB-502 por ruptura de tubo en la línea de 4" ϕ , ocasionaría una **explosión por ignición tardía** de 90.0362 m de diámetro.

La distancia que se maneja en cada caso es la zona de alto riesgo, en donde la onda de sobrepresión es de 2 psi. Los daños que producen las ondas de presión en las personas son principalmente en los órganos que contienen aire en su interior, como los pulmones, el estómago o el oído medio, este daño variará desde una ruptura timpánica hasta la muerte por hemorragia pulmonar. También puede producir el desplazamiento de los afectados, proyectándolos contra otros objetos fijos o móviles, produciéndose de esta manera traumatismos múltiples. Los daños en las instalaciones es el colapso parcial de los techos y las paredes y los equipos quedan en ruinas.

Fenómenos peligrosos de tipo térmico.

La fuga de crudo por bridas en el fondo la torre V-1600, ocasionaría un **chorro de fuego** de 63.8757 metros.

La fuga de propano propileno por poro de $\frac{1}{2}$ " ϕ en la torre DA-901 a una altura de 30 m, no ocasiona ninguna consecuencias de explosión o fuego, ya que la nube de hidrocarburos se dispersa rápidamente, sin embargo, si la fuga ocurriera a 10 m esta provocaría un **chorro de fuego** de 24.7125 metros.

La fuga de gas L.P., por la línea de dren de 2" ϕ en la esfera TE-406, produciría un **chorro de fuego** de 19.2603 metros.

La fuga por brida de 6" ϕ en el fondo de la torre DA-107, y de acuerdo a las condiciones de operación ocasionaría un **charco de fuego** de 39.438 metros de diámetro.

El derrame de crudo en el tanque de almacenamiento TV-110, ocasionaría un **charco de fuego** de 52.99 metros de diámetro.



El derrame de gasolina en el tanque de preparación TV-205, generaría un **charco de fuego de 17.91 metros de diámetro**.

La distancia que se maneja en cada caso es la zona de alto riesgo, en donde la radiación térmica es de 12.5 kW/m^2 , la cual es la energía mínima para la ignición pilotada de la madera y fundición de la tubería de plástico, además, el calor puede debilitar los tanques que almacenen productos inflamables a presión disminuyendo su resistencia y provocando una explosión, con un 100 % de letalidad en un minuto.

Fenómenos peligrosos de tipo tóxico.

La fuga de Cl_2 que generará una **nube tóxica** con una concentración de 20 ppm hasta una distancia 51.3661 m.

El cloro gaseoso es un irritante energético que en concentraciones superiores a 15 p.p.m. irrita las membranas mucosas y el sistema respiratorio. A partir de esta concentración, empieza a ocasionar molestias respiratorias. En casos extremos, la dificultad para respirar producida por este elemento puede llegar a causar la muerte por sofocamiento y/o asfixia; en cambio, no es una sustancia que cause intoxicaciones crónicas, ni se le conocen efectos acumulativos.

Independientemente de la importancia de que el equipo disponga de los sistemas adecuados tanto de regulación como de seguridad, es imprescindible controlar periódicamente su buen funcionamiento, para ello los trabajos de reparación y mantenimiento requerirán de autorización y de los procedimientos correspondientes de trabajo. La existencia de procedimientos de trabajo escritos, es esencial para poder capacitar al personal en las actuaciones seguras que han de seguir, también para controlar el cumplimiento de tales procedimientos y que los hábitos de trabajo sean seguros.

Se recomienda seguir fomentando los programas para prevención de accidentes los cuales, deben de comprender componentes, procedimientos y personal asignado para



llevar a cabo todas las actividades de seguridad, ya sean preventivas y/o correctivas, orientadas a evitar, mitigar, minimizar o controlar los efectos adversos al equilibrio ecológico en caso de un posible accidente, durante la ejecución u operación normal.

También se recomienda realizar auditorias ambientales y peritajes con respecto a los sistemas de almacenamiento, transporte, producción, transformación, comercialización, uso y disposición de desechos, compuestos o actividades que por su naturaleza constituyan un riesgo potencial para el ambiente, verificando los sistemas y dispositivos necesarios para el cumplimiento de la normatividad ambiental, así como las medidas y capacidad de la instalación para prevenir y actuar en caso de contingencias y emergencias ambientales

Por último se deberá promover un cambio en la conducta del personal que realiza actividades industriales, comerciales y de servicios, de tal manera que sus intereses sean compatibles con los intereses colectivos de protección ambiental y desarrollo sustentable.



6. BIBLIOGRAFÍA



6. BIBLIOGRAFÍA

1. kermmer, F. N y McCallion J. Manual del agua, su naturaleza tratamiento y aplicaciones. Nalco Chemical Company. McGraw-Hill. Tomo II. pp 38-1, Secc 4.
 2. Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis. Center for Chemical Process Safety. AIChE, 1989.
 3. Guidelines for Hazard Evaluation Procedures. Center for Chemical Process Safety. AIChE, 1992.
 4. Process Hazard Analysis Software Tool, PHAST 6.0. Det Norsk Veritas, 1999.
 5. Guidelines for Consequence Analysis of Chemical Releases. Center for Chemical Process Safety. AIChE, 1999.
 6. Crane, Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías, McGraw-Hill. New York. 1977.
 7. Perry, Robert H y Green Don W. Chemical Engineers handbook. McGraw-Hill, 7 Edición, North America. 1997.
 8. Sutton, Oliver Graham. Micrometeorology. McGraw-Hill, New York 1953.
 9. Baker, W. E. Blast and fragments from bursting pressure vessels. Institute Scientist, San Antonio, Texas. 1984.
 10. Baker, W.E. et al. Manual for the prediction of blast and fragment loading on structures. U.S. Department of energy Albuquerque. Amarillo Texas. Noviembre 1980.
 11. Kern, Donald Q. Procesos de transferencia de calor. Editorial Continental. Trigésima primera reimpresión. México 1999.
 12. Zabetakis, Michael G. Safety with Cryogenic Fluids. New York, 1967.
 13. Levenspiel, O. Flujo de fluidos e intercambio de calor. Editorial Reverté. España 1993.
 14. Greene, Richard W. Válvulas selección, uso y mantenimiento. McGraw-Hill. New York.
 15. Risk Spectrum Professional. Theory Manual. Relcon AB. 1998.
 16. Nureg-0492. Fault Tree Handbook. U.S Nuclear Regulatory Commission, Washington, 1981.
-



17. Manual de capacitación, Risk Spectrum FT Professional, Relcon AB.
18. Hoyland, and Rousand. System reliability theory models and statical methods. Wiley-interscience publication, New York, 1993.
19. Goble, W., "Evaluation control systems reliability: techniques and applications", ISA, 1992.
20. Luis Guillermo Luna Morales. Metodología para la estimación del riesgo de una instalación de producción terrestre. UNAM, Facultad de Química, división de estudios de postgrado. México, D.F. 2001.
21. Reglamento para el manejo, transporte y almacenamiento de cloro. Norma DIII-4. Petróleos Mexicanos. Junio de 1968.
22. Dictamen normativo de las medidas adicionales de seguridad (M.A.S.) en tanques atmosféricos. DG-GPASI-IT-03620. Gerencia de protección ambiental y seguridad industrial. PEMEX-Refinación. Octubre 1994.
23. Manual de metodologías para el desarrollo y actualización de análisis de riesgo. Sistema integral de administración de la seguridad y protección ambiental, SIASPA. Enero 2000.
24. "Planes y Respuesta a Emergencias", Manual del SIASPA 01 / 06-16, Revisión 1.
25. Plan de respuesta a emergencia, PRE, Superintendencia de Inspección Técnica y Seguridad Industrial. SITSI. "Gral. Lázaro Cárdenas" de Minatitlán Veracruz. PEMEX-Refinación.
26. Manuales de operación de las áreas: 1, 2, 4, 5, 6A de la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" de Minatitlán Veracruz. PEMEX-Refinación.
27. Centro de operación de emergencias, COE, Departamento Contra Incendio, "Gral. Lázaro Cárdenas" de Minatitlán Veracruz. PEMEX-Refinación.
28. Reglamento de funcionamiento del Centro de operación de emergencias, COE, Subdirección de producción, Sistema integral de administración de la seguridad y protección ambiental, SIASPA "Gral. Lázaro Cárdenas" de Minatitlán Veracruz. PEMEX-Refinación.



7. APÉNDICE



A. GLOSARIO DE TERMINOS

Accidente.- Evento o combinaciones de eventos no deseados, inesperados e instantáneos que altera la actividad productiva de una Instalación, con daño físico a las Plantas o equipos, a los trabajadores y/o al medio ambiente.

Biocida.-Son sustancias activas y preparados destinados a destruir, contrarrestar, neutralizar, impedir la acción o ejercer un control sobre cualquier organismo nocivo por medios químicos o biológicos. Dentro de los biocida están los desinfectantes, productos que inhiben el crecimiento de las algas y evitan la fijación y crecimiento en las superficies de ciertos microbios. Los biocida y los subproductos de la reacción deberán ser química y bacteriológicamente degradables con un riesgo mínimo para el medio ambiente.

Brigada de Emergencia.- Es el grupo de personas designadas y preparadas con propósitos específicos, para manejar las situaciones de Emergencia y que actúan en auxilio de la Organización de ésta en la Instalación, de acuerdo al imprevisto que se presente como manifestación de la Emergencia, por ejemplo brigadas de contra incendio, brigadas médicas, etc.

Emergencia.- Es aquella situación que se deriva de un Incidente / Accidente y por su naturaleza de riesgo, activa la implementación de una serie de acciones para restaurar las condiciones normales de operación y de las instalaciones.

Flushing.- Aceite de dilución.

Gas Licuado de Petróleo.-Se considera como gas licuado de petróleo, aquel cuya composición está formada predominantemente por cualquiera de los siguientes hidrocarburos o mezcla de ellos: propano, propileno, butano, butileno o isobutano, en estado líquido.



Incidente.- Es un evento no deseado y repentino que altera la actividad productiva de una instalación o Centro de Trabajo, sin daño físico a las Plantas o equipos, a los trabajadores, a terceros, a los bienes de terceros, o al medio ambiente, y que generalmente se asocia con una pérdida económica de producción.

Merox.- Sistema de tratamiento con un catalizador en línea para eliminar impurezas de la turbosina.

Plan de Emergencia Interno (PLANEI).- Parte del Plan de Emergencia referente a las acciones predeterminadas por el Centro de Trabajo, se ejecuta inmediatamente de manera interna en la Instalación afectada, teniendo como finalidad la de inhibir o mitigar las consecuencias que podrían presentarse en caso de una emergencia.

Plan de Respuesta a Emergencia.- Documento resultante del proceso de planeación que define los responsables, sus acciones y recursos disponibles a ser aplicados coordinadamente por los integrantes de una organización para controlar o mitigar los efectos causados por un siniestro, en el personal, ambiente, instalaciones y comunidad.

Proceso Girbotol.- Tratamiento de gases con amina.

Riesgo.- Situación con un potencial de daños al personal, a las instalaciones y al medio ambiente ó una combinación de éstos.

Simulacro Contra Incendio.- Conjunto de diferentes actividades encaminadas al restablecimiento de diferentes situaciones de emergencia; previamente programadas (incendios, fugas y derrames de hidrocarburos, sabotaje, etc.).

Slop.- Aceite fuera de especificación, o productos contaminados a reproceso.

Superintendencia de Inspección Técnica y Seguridad Industrial.- Su función consiste en la planeación y ejecución de las inspecciones de equipo, recomendar y vigilar que se



cumplan las normas de seguridad establecidas, proveyendo los dispositivos y equipos necesarios, organizar y mantener el servicio permanente de contra incendio. Asimismo, se encarga de llevar a cabo la estadística de accidentes de trabajo, contaminación ambiental, recomendando los sistemas de tratamiento de inhibición de corrosión en líneas y equipos.

Unidad de Respuesta a Emergencias (URE).- Organización interna formada por personal técnico y manual, con la finalidad de llevar a cabo acciones y cumplir con responsabilidades específicas para el combate y control de una emergencia en su centro de trabajo, antes llamado Comité Directivo de Seguridad y Contra incendio.