

82



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

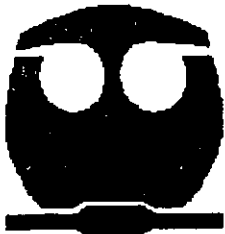
FACULTAD DE QUIMICA

"ANALISIS DE RIESGOS EN LAS SECCIONES DE
CARGA Y FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD
HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE LA
REFINERIA MIGUEL HIDALGO EN TULA, HIDALGO"

290322.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N:

EDUARDO GOMEZ ROSAS
GRETHEL LETICIA VILICAÑA YEPEZ



MEXICO, D.F.

2001



EXAMENES PRIMER SEMESTRE
FACULTAD DE QUIMICA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

Presidente	Prof.	ARTURO LOPEZ TORRES
Vocal	Prof.	JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
Secretario	Prof.	MODESTO JAVIER CRUZ GOMEZ
1er Suplente	Prof.	MA. EUGENIA BAZ IBARRA
2o. Suplente	Prof.	JESUS ARTURO BUTRON SILVA

LUGAR DONDE SE REALIZÓ EL TEMA:

Laboratorio E-212

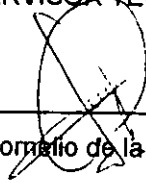
Edificio E, Facultad de Química, UNAM.

ASESOR



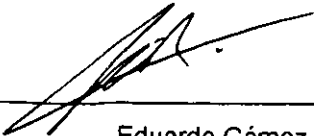
Dr. M. Javier Cruz Gómez.

SUPERVISOR TÉCNICO



M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra.

SUSTENTANTES



Eduardo Gómez Rosas.



Grethel Leticia Villicaña Yépez.

AGRADECIMIENTOS

A la UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO por habernos permitido hacer una carrera y formar parte de la máxima casa de estudios a la cual siempre habremos de honrar como dignos egresados de ella.

A todos los maestros que nos impartieron sus clases y que compartieron sus conocimientos y experiencias con nosotros ayudando así a nuestra formación como profesionistas.

Al personal de PEMEX Refinación, particularmente al personal de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas I, por su apoyo en la realización del trabajo de campo.

Al Dr. Javier Cruz Gómez por habernos permitido participar en su equipo de trabajo brindándonos su confianza.

Al M. en C. Comelio de la Cruz Guerra y al I.Q. Ramón García Pineda por su valiosa colaboración y ayuda otorgada para la realización de este trabajo de tesis, además por habernos brindado su amistad.

Al Sr. Eduardo Gómez Fragoso por prestarnos sus instalaciones durante algunos meses para poder llevar a cabo este y otros trabajos de tesis.

Al grupo HazOp de Hidros I Sonia, Vianey, José, Israel, Mario, y Genaro por haber hecho de este trabajo una experiencia inolvidable y enriquecedora.

A nuestros amigos y compañeros de la Facultad de Química con los que compartimos clases, emociones y decepciones, en especial, a Bárbara, Nohemí, Rosy, Israel, Mario, Quetzal, Uriel y Arturo (el More).

GRETHEL Y EDUARDO

AGRADECIMIENTOS

A Dios por haberme permitido vivir, darme la oportunidad de realizar y terminar mi carrera que es un logro que con Él comparto.

A mi familia por haberme dado su apoyo y por interesarse en mi desarrollo humano y profesional.

A mi mamá por haberme brindado en todo momento de mi vida su apoyo, atención incondicional, ya que me ayudó e impulsó siempre a seguir adelante muy a pesar de los tropiezos brindándome su fuerza y cariño para realizarme como mujer y profesionista, enseñándome principios que llevaré a cabo toda mi vida, y que aunque vió el principio pero no el fin de esta tesis, desde el cielo se alegrará de verme terminar mi carrera como ella siempre quiso y desde ahí recibiré siempre su bendición, cariño y apoyo.

A mi papá por enseñarme con su ejemplo el camino hacia la realización profesional que siempre me llevará por la honradez, superación, y trabajo productivo, por su apoyo, cariño, interés y dedicación con lo que siempre he contado y que han hecho de mi una gran mujer y profesionista.

A mi hermano Daniel, quien a pesar de ser el menor, me ha enseñado y apoyado mucho, para salir adelante en mi vida y en mi carrera dándome su cariño y ayuda; y para quien espero que esta tesis le sirva de estímulo para alcanzar las metas que él se proponga en su vida.

A todas mis amistades tanto recientes como anteriores que de alguna manera han colaborado en mi desarrollo humano y profesional.

A mi novio, amigo y compañero Eduardo, quien tuve la suerte de conocer en la facultad, por haberme brindado TODO su apoyo y comprensión, tanto moral y sentimentalmente como en éste trabajo, durante momentos muy difíciles en mi vida, en los cuales, sin su ayuda me hubiera sido muy complicado salir adelante con la gran pena de haber perdido a mi mamá; por su impulso, con el que me hizo superar un obstáculo que creía imposible; por su sobresaliente compañerismo, por su incomparable amistad durante toda la carrera, y por su amor que me alienta hoy y siempre a ser una buena persona, compañera, amiga, y novia.

A todos gracias por ser parte de mi vida,

GRETHEL

AGRADECIMIENTOS

A Dios por haberme dado la oportunidad de existir, y por haberme rodeado siempre de gente maravillosa a la cual no podré responder sino siendo un hombre de bien dedicado siempre a mi carrera, mi familia y mis amigos.

A mis papás, a quienes les debo la vida y quien soy, y que me han dado en todo momento su cariño, su comprensión, y su ayuda por encima de todas circunstancias, que con su ejemplo me han enseñado que siendo honesto, responsable y dedicado al trabajo puedo lograr cualquier meta que me proponga, tanto profesional como personalmente, gracias a ellos he podido terminar esta carrera, la cual se las dedico con todo mi cariño.

A mi hermano por haberme impulsado con su ejemplo a seguir una carrera universitaria, además de haber recibido su apoyo durante el desarrollo de la misma, y por haberme brindado la alegría que llegó a mi vida con el nacimiento de mi sobrino Miguel.

A mis tíos y primos, quienes siempre han mostrado interés tanto por mi persona como por mi carrera, por su cariño y apoyo moral, haciendo una mención especial a mi tío Lalo, quien ha sido como un segundo padre para mi.

A mis amistades del CUM y de la facultad, con quienes he compartido grandes momentos que me han ayudado en gran medida a hacer la vida mas llevadera.

A Grethel quien ha sido para mi fuente de fuerza y de coraje para enfrentar los problemas que nos han salido al paso, quien con su amistad incondicional primero y con su amor después, ha llenado y le ha dado sentido a mi vida , quien es y espero sea siempre mi compañera en todos los sentidos, gracias Grethel por ser todo lo que eres para mi, gracias por haberme dado la oportunidad de compartir éste logro que es de ambos, gracias por ser tú.

Gracias a todos por formar parte de mi vida.

Eduardo.

ÍNDICE

	Página
Capítulo I “Introducción”	
1.1 Antecedentes.....	1
1.2 Objetivo.....	3
1.3 Secuencia de actividades.....	4
Capítulo II “Marco teórico”	
2.1 Estructura general de una planta hidrodesulfuradora.....	6
2.2 Técnicas de análisis de riesgos.....	16
2.2.1 Métodos Comparativos	17
2.2.1.1 Estándares, códigos y normas.....	17
2.2.1.2 Lista de comprobación (checklist).....	18
2.2.1.3 Análisis histórico de accidentes.....	18
2.2.2 Índice de riesgo (MOND y DOW).....	19
2.2.3 Métodos Generalizados.....	20
2.2.3.1 Análisis HazOp.....	20
2.2.3.2 Análisis de modo de fallos y efectos	26
2.2.3.3 Análisis de árbol de fallos.....	27
2.2.3.4 Análisis de árbol de sucesos.....	33
2.2.3.5 Análisis “what-if”.....	35
2.2.3.6 Análisis de error humano.....	37
Capítulo III “Trabajo de campo”	
3.1 Descripción de la Unidad hidrodesulfuradora de naftas.....	38
3.1.1 Química del proceso.....	40
3.1.2 Sección de reacción.....	45
3.1.3 Reactor DC-401.....	47
3.1.4 Compresor de recirculación GB-401.....	50
3.1.5 Eliminación de sales de amonio.....	52
3.1.6 Sección de estabilización y fraccionamiento.....	53
3.2 Desarrollo del análisis HazOp.....	59
3.2.1 Análisis de circuito de carga.....	60
3.2.1.1 Descripción del circuito de carga.....	61
3.2.1.2 Actas del análisis en el circuito de carga.....	64
3.2.2 Análisis del circuito de fraccionamiento.....	86
3.2.2.1 Descripción del circuito de fraccionamiento.....	86
3.2.2.2 Actas del análisis del circuito de fraccionamiento.....	91
3.3 Desarrollo del análisis de árbol de fallos.....	108
3.3.1 Descripción del evento culminante.....	108
3.3.2 Diagrama de árbol de fallos.....	110

ÍNDICE

	Página
3.4 Desarrollo del análisis de consecuencias.....	114
3.4.1 Descripción del suceso estudiado.....	115
Capítulo IV “Resultados y Conclusiones”	
4.1 Resultados del análisis HazOp.....	119
4.2 Resultados del análisis de árbol de fallos.....	121
4.2.1 Recomendaciones del análisis de árbol de fallos.....	122
4.2.2 Árbol de fallos modificado.....	125
4.3 Resultados del análisis de consecuencias.....	128
4.3.1 Recomendaciones del análisis de consecuencias.....	136
4.3.2 Diagramas de los resultados del análisis de consecuencias.....	137
4.4 Conclusiones.....	141
Índice de tablas.....	III
Índice de figuras.....	IV
Lista de abreviaturas.....	V
Glosario.....	142
Bibliografía.....	145

Índice de Tablas.

Tabla	Nombre de la tabla	Página
2.1	Variable y valores generales del hidrotratamiento	14
2.2	Balance de producción de la planta Hidros I.	14
2.3	Palabras guía del análisis HazOp	22
2.4	Cuantificación de frecuencia y gravedad	23
2.5	Jerarquía de recomendaciones.	24
3.1	Tipos de catalizador de la planta Hidros I.	40
3.2	Condiciones de operación del compresor GB-401	50
3.3	Datos del ARCHIE en el caso de gasolina	117
3.4	Datos del ARCHIE en el caso de Ac. Sulfhídrico	118
4.1	Recomendaciones tipo "A"	119
4.2	Recomendaciones del análisis FTA	124
4.3	Resultados del AC. Considerando área total del charco.	128
4.4	Resultados de daños por explosión con área total de charco.	129
4.5	Resultados del AC. Considerando área parcial del charco.	129
4.6	Resultados de daños por explosión con área total de charco.	130
4.7	Valores de radiación por incendio a diferentes distancias.	131
4.8	Resultados de radiación por incendio.	133
4.9	Resultados del modelo de dispersión.	134
4.10	Recomendaciones del análisis de consecuencias.	136

Índice de figuras

Figura	Nombre de la figura	Página
2.1	Representación general de una hidrodesulfuradora	7
2.2	Matriz de riesgos	23
2.3	Símbolos del FTA	28
2.4	Puerta "Y"	29
2.5	Puerta "O"	30
3.1	Diagrama de flujo de proceso U-400	44
3.2	DTI Circuito de carga	65
3.3	DTI Circuito de fraccionamiento parte 1	92
3.4	DTI Circuito de fraccionamiento parte 2	93
3.5	Análisis de árbol de fallos hoja 1	111
3.6	Análisis de árbol de fallos hoja 2	112
3.7	Análisis de árbol de fallos hoja 3	113
4.1	Análisis de árbol de fallos modificado hoja 1	126
4.2	Análisis de árbol de fallos modificado hoja 2	127
4.3	Gráfica de Distancia vs IR	132
4.4	Daños por explosión	138
4.5	Dispersión de gases tóxicos a nivel de descarga	139
4.6	Dispersión de gases tóxicos a nivel de suelo	140

Lista de abreviaturas.

AC	Análisis de Consecuencias
ANSI	Instituto Nacional de Normas Norteamericanas
BPD	Barriles por Día
DA	Torre de separación
DC	Reactor
DFP	Diagrama de flujo de proceso
DTI	Diagrama de tubería e instrumentación
EA	Intercambiador
FA	Tanque acumulador horizontal
FCC	Fluid Catalytic Cracking
FMEA	Análisis de modos de fallos y efectos
FRC	Control registrador de temperatura
FTA	Fault Tree Analysis (Análisis de árbol de fallos)
GA	Bomba
GB	Compresor
HazOp	Hazard and Operability (Análisis de riesgos y operabilidad)
IR	Índice de radiación
LB	Límite de Batería
LRC	Control registrador de nivel
LSHV	Espacio Velocidad
NOM	Normas Oficiales Mexicanas
OSHA	Administración de la salud y seguridad ocupacional.
PSV	Pressure Safety Valve (Válvula de relevo)
Slop	Peine de productos fuera de especificación
TRC	Control registrador de temperatura

Capítulo I

“Introducción”

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN.

1.1 ANTECEDENTES.

Debido al incremento en las poblaciones y su dependencia de artículos industrializados se han incrementado al paso de los últimos cincuenta años el uso de sustancias químicas, lo cuál ha generado el crecimiento mundial de las industrias, es decir, estas no sólo han crecido en número sino también en tamaño, por lo que hay cada vez más personas que de alguna manera están involucradas con estas, ya sea por trabajar en una industria directamente o porque las ciudades empiezan a acercarse o a rodear parques industriales que antes estuvieron alejados de las comunidades; otro factor que aumenta el riesgo es el avance tecnológico, que si bien ayuda a una operación más precisa también ayuda a que se tenga una mayor dependencia de sistemas de control operacional automático que a la vez, están sujetos a otras posibilidades de fallos o errores y por lo tanto sea menos efectivo en caso de alguna contingencia.

En cualquier industria existe la posibilidad potencial de que ocurra un accidente importante, tales como incendios, explosiones, liberación de gases tóxicos, etc. Dichos accidentes pueden causar lesiones graves o incluso la muerte a los trabajadores de las mismas plantas, sin embargo las consecuencias pueden no

parar en este punto ya que en ocasiones pueden llegar a provocar hasta la evacuación de comunidades enteras; otra consecuencia muy importante es que un accidente de este tipo también puede afectar gravemente al medio ambiente; y además se pueden tener pérdidas económicas muy graves para la industria.

En el pasado se han registrado grandes catástrofes como en Bhopal (India), San Juanico (México DF), Flixborough (Inglaterra), y otras, que han dejado como legado que la prevención y la lucha contra los riesgos sea en toda industria alrededor del mundo una cuestión cada vez más prioritaria.

Para reducir o evitar estos riesgos, actualmente se recurre a una configuración de los sistemas de control, especialmente los mecanizados o computarizados en donde intervienen todos los ingenieros especializados para elaborar un sistema automático, semiautomático o aún manual y que aporten sus conocimientos en las especialidades que sean parte del sistema a operar.

1.2 OBJETIVO.

El objetivo de esta tesis es precisamente identificar y evaluar los riesgos, mediante el uso de técnicas específicas aplicadas, que por medio de una metodología en donde se incluyan expertos de las diferentes áreas que le competen a la planta, lleve a detectar posibles riesgos en la planta hidrodesulfuradora de naftas I, analizarlos, evaluarlos y finalmente proponer recomendaciones para disminuir el riesgo llegando de esta forma a tener una operación de la planta más segura; además de mantener seguras a las comunidades vecinas y ser una planta amigable con el medio ambiente. Esta planta está considerada dentro de un grupo de plantas que están integradas por su interdependencia de proceso y operación, estas son las unidades U400 que es la hidrodesulfuradora de naftas; U500, unidad reformadora; U600, unidad de fraccionamiento y tratamiento con DEA; U700 y U800, unidades hidrodesulfuradoras de destilados intermedios. Siendo la que ocupa este estudio la unidad 400.

1.3 SECUENCIA DE ACTIVIDADES.

El proyecto del cuál se genera esta tesis se sustenta en el convenio que mantiene la UNAM con PEMEX-Refinación, dicho proyecto es el FQ-317, el cuál depende por parte de PEMEX de la Gerencia de Investigación y Desarrollo Tecnológico (GIDT) de PEMEX-Refinación.

Cabe mencionar que PEMEX es una empresa que se ha preocupado por la seguridad que mantiene en sus instalaciones mediante el uso del programa SIASPA, es decir el Sistema Integral para la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental.

De acuerdo con lo convenido en el proyecto, fundamentado en los requerimientos del análisis mismo, las actividades a realizar son:

- **Recopilación de información.**- En esta etapa se deben de recabar todos los diagramas de flujo de proceso (DFP) y diagramas de tuberías e instrumentación (DTI) que se puedan encontrar en archivos de la planta en estudio.

- **Actualización de diagramas.**- En esta etapa, se llevará a cabo la revisión, "digitalización" y actualización en campo, de todos los diagramas antes encontrados; cabe mencionar que esta etapa es la más larga y exhaustiva.

- **Análisis HazOp.**- En esta parte se deben de realizar un número predeterminado de sesiones de análisis, es decir, juntas en las que asistan todos los ingenieros especialistas de la planta y analicen todos los circuitos preseleccionados; y en las cuales se generen las **actas** de análisis que se usarán posteriormente.

- **Resultados y análisis.**- En esta etapa, se usan las actas antes realizadas en el análisis HazOP, con el fin de hacer la lista de recomendaciones jerarquizadas; también en esta etapa se selecciona un **evento culminante** en base a la experiencia adquirida y a reportes de accidentes y se realiza un análisis de árbol de fallos y un análisis de consecuencias.

Capítulo II

“Marco Teórico”

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO.

2.1 Estructura general de una planta hidrodesulfuradora.

En la industria petrolera se usan indistintamente con frecuencia los términos de hidrotratamiento, hidroprocesamiento, hidrocrqueo e hidrodesulfuración puesto que los procesos ocurren casi simultáneamente. En éste caso, el hidrotratamiento, se refiere principalmente a la reducción de compuestos de azufre, CO_2 y compuestos de nitrógeno mediante la saturación de olefinas con una corriente de hidrógeno en presencia de un calalizador selectivo.

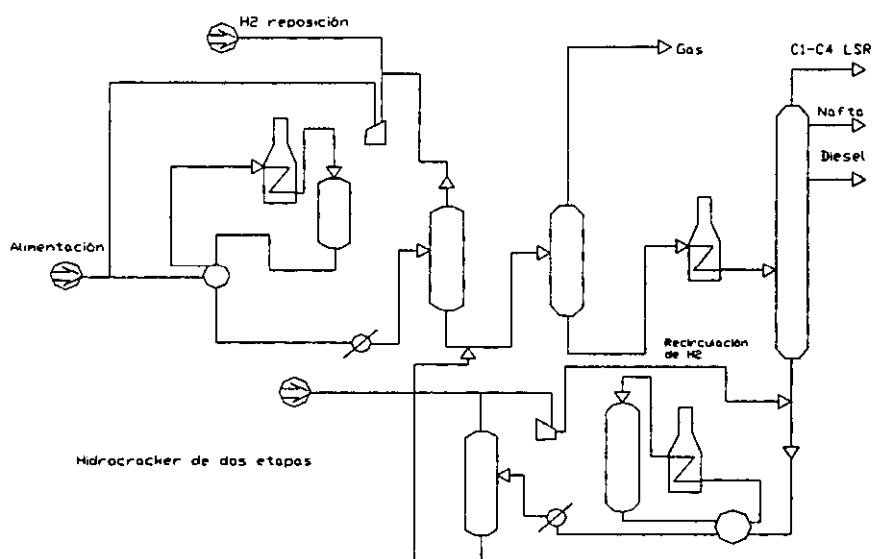
Por otro lado, el hidrocrqueo tiene como propósito disminuir el rango del punto de ebullición, y peso molecular de la carga que se convierte en productos con puntos de ebullición y pesos moleculares menores. Tanto el hidrotratamiento como el hidrocrqueo son los extremos de una serie de procesos que tanto remueven una importante cantidad de nitrógeno y/o azufre, como producen un apreciable cambio en los puntos de ebullición de los productos con respecto a su carga a los cuales se les llama hidroprocesamiento. El hidrotratamiento es un proceso que elimina contaminantes haciendo reaccionar la carga con hidrógeno

y estabiliza los productos de refinación para que después se puedan usar como carga a la unidad reformadora catalítica (U-500).

La estabilización implica convertir hidrocarburos insaturados como son las olefinas y diolefinas (formadoras de gomas) a parafinas con lo que se pueden alcanzar los parámetros ambientales.

Los elementos contaminantes que se remueven en el hidrotratamiento son: azufre, nitrógeno, oxígeno, halógenos y trazas de metales. El hidrotratamiento se aplica a un amplio rango de alimentaciones, desde naftas hasta **crudo reducido**. Cuando el hidroprocesamiento es específicamente para eliminar compuestos de azufre se llama **HIDRODESULFURACIÓN (HDS)**. Existen mas de 30 procesos de hidrotratamiento, en la figura 2.1 se presenta un diagrama de flujo generalizado de una unidad de hidrotratamiento (8).

Figura 2.1 Representación general de una hidrodesulfuradora (8).



La alimentación se mezcla con gas rico en hidrógeno, y esto puede ser antes o después del precalentamiento para alcanzar la temperatura de entrada del reactor. La mayoría de reacciones de hidrotratamiento se llevan a cabo a una temperatura de alrededor de 427 °C para minimizar el craqueo, y la carga se precalienta en un calentador horizontal a fuego directo a 260-427° C. La alimentación combinada con el gas rico en hidrógeno entra a un reactor de lecho fijo. Ante la presencia del catalizador (metal – óxido) el hidrógeno reacciona con la carga y se obtienen como productos ácido sulfhídrico, amoníaco, metales, hidrógeno e hidrocarburos saturados. Los metales se adsorben en la superficie del catalizador mientras que el resto de los productos salen del reactor por una misma corriente para después ser separada.

El efluente del reactor se enfría para poder separar el gas hidrógeno del hidrocarburo. Después pasa a fraccionamiento para despuntar y extraer los hidrocarburos ligeros y el remanente de ácido sulfhídrico. El gas se trata para quitarle el ácido sulfhídrico y poderlo recircular al reactor. La reacción química incluye el uso de catalizadores desarrollados para este tratamiento con óxido de molibdeno en alúmina, óxido de nickel, de vanadio o de cobalto, y sulfuros de nickel, siendo los más usados los óxidos de cobalto y molibdeno en alúmina ya que son más selectivos, fáciles de regenerar y no se envenenan fácilmente. La química del proceso se explicará a detalle en la sección 3.1.1 de esta tesis.

Aún cuando la cantidad de nitrógeno que se elimina es importante, un catalizador de nickel-cobalto-molibdeno o nickel-molibdeno dan mejores resultados; el nitrógeno es más difícil de remover que el azufre, por lo que al remover el nitrógeno, el azufre se hace por añadidura. Para activar el catalizador que contenga nickel se debe sulfurizar, usando por ejemplo disulfuro de carbono, mercaptanos o sulfuro de dimetilo antes de llevarlo a reaccionar, sin embargo la reacción es muy exotérmica por lo que la activación debe ser manejada con cuidado (8).

La mezcla nickel-molibdeno es selectiva al nitrógeno, mientras que la nickel-cobalto lo es al azufre, pero ambas eliminan tanto nitrógeno como azufre, por lo que de acuerdo a lo que se tenga preferencia a eliminar es el catalizador a utilizar, ya que se usarán condiciones de operación menos severas y con un menor uso de hidrógeno, aunque como se mencionó antes, lo más conveniente sería eliminar al nitrógeno ya que haciendo esto se elimina automáticamente al azufre.

En cuanto a la severidad del hidrotratamiento para reducir el azufre en el gas ligero (LCO) a un 0.05% en peso, se ha observado que tanto los catalizadores de cobalto-molibdeno como los de niquel-molibdeno muestran gran actividad y efectividad. El consumo del catalizador varía de 0.003 a 0.02 kg/m³, y esto depende de la severidad de la operación y de la gravedad, así como del contenido metálico de la carga (8).

Como ya se mencionó anteriormente, el hidrot ratamiento además de eliminar los metales, el azufre y el nitrógeno de la carga, también satura los compuestos aromáticos que existen, en donde la presión parcial de hidrógeno es el parámetro que lo controla.

La cantidad de hidrógeno requerido para reducir el contenido aromático hasta en un 10%, puede variar hasta en un 40%. Algunas investigaciones han llegado a la conclusión de que para mezclas de diesel con contenido aromático, pueden llegar a disminuirse en menos de un 10% con una velocidad espacial (LSHV) de 2.0, pero solo a presiones de 1500 psig o mayores. Se ha demostrado que a una temperatura de 380 °C y a una presión de 2450 psig con una velocidad espacial de 0.75-2.0 h⁻¹, se puede reducir hasta las alimentaciones con mayor contenido aromático con catalizadores de nickel-tungsteno en alúmina (8).

La hidrogenación es una reacción exotérmica, por lo que los rendimientos al equilibrio se favorecen con bajas temperaturas. La velocidad de reacción se incrementa con la temperatura mientras que la hidrogenación de anillos aromáticos se da con la combinación de temperaturas bajas para alcanzar la mayor cantidad de aromáticos, y altas temperaturas para tener velocidades de reacción altas y mínimo consumo de catalizador por barril de carga. La máxima reducción de aromáticos se da con temperaturas entre 370° y 400° C debido a la relación entre la termodinámica y la velocidad de reacción.

Existe una relación entre la temperatura y la presión de reacción, pero está en función del tiempo del compuesto aromático y su velocidad espacial. El hidrotratamiento a alta presión en una sola etapa para un aceite cíclico ligero reduce el consumo de hidrógeno y alarga la vida del catalizador, y en general esta fracción del crudo contiene aproximadamente 11.1% de monoaromáticos y 17.5% de diaromáticos. La hidrogenación a presiones de 1200 psig reduce el contenido diaromático hasta un 0.4% en peso e incrementa el contenido monoaromático hasta en un 18.3% en peso. Es difícil la saturación del último anillo aromático debido a la estabilización en la resonancia del anillo monoaromático. La hidrogenación a presiones de 1500 psig, puede reducir el contenido aromático a un 10% en peso pero solamente se requiere un tercio más de hidrógeno que si lo comparamos con la reducción de aromático en un rango completo del aceite cíclico ligero (205.-345° C) (8).

Es de suma importancia el hecho de que la carga a la FCC (Fluid Catalytic Cracking) vaya hidrotratada puesto que reduce el contenido de azufre en su alimentación; ya que de lo contrario el azufre puede envenenar el catalizador, creando problemas muy serios en el proceso. (8)

La desulfuración depende del tipo de compuesto con el que se haga reaccionar con hidrógeno. Los compuestos con un bajo punto de ebullición se desulfuran mas rápido que los de mayores. La dificultad de remover los sulfuros se incrementa conforme aparecen las parafinas, los naftenos y los aromáticos.

La remoción del nitrógeno necesita condiciones muy severas que las que se requieren para la desulfuración. Para fracciones de destilación medias de crudo con altos contenidos de compuestos de nitrógeno, se logra una eficiencia de reducción de nitrógeno mayor usando una carga de catalizador de 90% nickel-molibdeno y un 10% de nickel-tungsteno.

El consumo de hidrógeno es aproximadamente de 70 pies cúbicos por barril de carga por por ciento de azufre, 320 pies cúbicos por barril de alimentación por por ciento de nitrógeno y 180 pies cúbicos por por ciento de oxígeno removido.

El consumo de hidrógeno para la reducción del contenido aromático y de olefinas se puede calcular de manera estequiométrica. Si las condiciones de operación son tan severas que ocurre un craqueo considerable, el consumo de hidrógeno aumenta significativamente.

Es importante hacer notar que el hidrógeno requerido para el proceso es de 2 a 10 veces la cantidad de hidrógeno requerido estequiométricamente. Esto es debido a la disminución de solubilidad en el separador del efluente del reactor, y la saturación de olefinas producidas por las reacciones de craqueo. Es importante señalar que todas las reacciones son exotérmicas.

VARIABLES DEL PROCESO DE HIDRODESULFURACION

Las variables principales son: la temperatura, la presión parcial de hidrógeno y la velocidad espacial. Un incremento en temperatura y presión parcial de hidrógeno, incrementa la remoción de azufre y nitrógeno, y el consumo de hidrógeno. Un incremento en la presión incrementa la saturación de hidrógeno y reduce la formación de coque. Un incremento en la velocidad espacial, reduce la conversión, el consumo de hidrógeno, y formación de coque; aunque un incremento en la temperatura mejora la remoción de nitrógeno y azufre, temperaturas excesivas deben de ser evitadas por favorecer un incremento en la formación de coque. A continuación en la tabla 2.1 se muestran rangos típicos de variables de proceso en el hidrotratamiento (8).

Tabla 2.1 Variables y valores generales en el hidrotreatmento (8).

Variable	Valor general
Temperatura (C°)	316-427° C
Presión (psig)	100-3000 psig
Hidrógeno (m ³ por m ³ de alimentación)	
Reciclado	360 m ³ / m ³
Consumido	36-142 m ³ / m ³
Velocidad espacial (LSHV)	1.5-8.0

La planta hidrodesulfuradora de gasolina de la refinería de Tula Hidalgo fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo para tener una producción de 36,500 B/D teniendo un balance de producción como sigue:

Tabla 2.2 Balance de producción de la planta Hidros I (1).

PRODUCTO	RANGO DE HIDROCARBURO	RENDIMIENTO
Gas amargo	C ₃ , C ₄ y S	55.225 mm ³ /D
Gas licuado	C ₃ y C ₄	2433 B/D
Gasolina desulfurada	C ₅ - C ₈	30567 B/D
Pentanos e Isohexáno	C ₅ - iC ₆	3500 B/D

Esta planta opera con un catalizador de nickel-molibdeno para procesar un crudo con grandes cantidades de nitrógeno, además que se cuenta con la información de que en promedio la gasolina alimentada tiene 800 ppm de azufre y sale de la planta con 0.5 ppm de azufre, por lo que podemos ver que la eficiencia del catalizador así como de toda la planta es muy satisfactoria (1) (8).

2.2 Técnicas de análisis de riesgos.

Para poder identificar y en su caso cuantificar un riesgo, debemos de hacer uso de alguna de las técnicas de análisis de riesgos, estas técnicas están clasificadas en tres categorías, de acuerdo a los requerimientos, alcances y etapas del análisis:

MÉTODOS COMPARATIVOS.

- ❖ Códigos, estándares y normas.
- ❖ Listas de comprobación (Check lists).
- ❖ Análisis histórico de accidentes.

ÍNDICES DE RIESGO.

- ❖ Índice DOW.
- ❖ Índice MOND.

MÉTODOS GENERALIZADOS.

- ❖ Análisis de riesgos y operabilidad (HAZOP).
- ❖ Análisis de modos de fallos y efectos (FMEA).
- ❖ Análisis de árbol de fallos (FTA).
- ❖ Análisis de árbol de sucesos (ETA).
- ❖ Análisis "What-if".
- ❖ Análisis de error humano

A continuación se da una explicación breve de los diferentes métodos; profundizando de manera particular en el análisis HazOp y en el análisis de árbol de fallos (FTA), debido a que estos dos análisis son de los cuales se ocupa principalmente esta tesis, además del análisis de consecuencias que se explica posteriormente..

2.2.1 MÉTODOS COMPARATIVOS.

❖ **2.2.1.1 Códigos, estándares y normas.**- Debido al incremento en las poblaciones y a su dependencia de artículos industrializados, se ha incrementado el uso de sustancias químicas, lo cuál ha generado el crecimiento mundial de las industrias, esto ha sido acompañado por la emisión de diversas normas tanto de índole nacional como internacional. Las normas se han considerado como métodos comparativos ya que simplemente se limitan a dictar lo que regularmente caracteriza una buena instalación, proceso o procedimiento en una industria, sin embargo su uso en una etapa temprana de la industria es muy importante, de hecho es casi en la única etapa de una planta en donde se ocupa, en el diseño, tanto el diseño original como el diseño de modificaciones; ya que se garantiza tener un mínimo de riesgos desde antes de arrancar ya sea un proceso completo o una modificación de este. Algunos de los organismos internacionales que emiten estas normas son la "Administración de la Seguridad y Salud Ocupacional" (OSHA), el Instituto Nacional de Normas Norteamericanas (ANSI); a nivel nacional tenemos las Normas Oficiales Mexicanas (NOM) que son promulgadas por diversas secretarías de estado (4).

✧ **2.2.1.2 Listas de comprobación (Checklists).**- La lista de verificación (checklist), también es un método comparativo de identificación de riesgos; sin embargo este método requiere de la experiencia de las personas que están directamente involucradas en las operaciones de una planta, ya que de no hacerlo así, se podrían tener graves omisiones en el desarrollo del método.

Este método puede ser un recordatorio útil para identificar con oportunidad riesgos y prevenir posibles **desviaciones a las intenciones de diseño**. Este método puede aplicarse a materiales, procesos, equipos, instrumentación y control, acciones de **emergencia**, naves y edificios, localización/distribución, contratistas, sistema de compras, etc.; y es aplicable a casi todas las etapas de una industria, excepto a la parte de investigación y desarrollo (6).

✧ **2.2.1.3 Análisis histórico de accidentes.**- Éste método puede ser útil en investigación de accidentes y en la operación de plantas piloto, ya que se basa simplemente en analizar los escenarios de accidentes ya ocurridos, y compararlos con posibles escenarios en una planta piloto, con el objetivo de que el **escenario** que ya generó un accidente no se llegue a presentar en la planta en operación en el futuro (2).

2.2.2 ÍNDICES DE RIESGO.

✧ **Índice DOW e índice MOND.**- los métodos tales como el índice Dow y el MOND están diseñados para dar rangos de riesgo en un proceso. El método consiste en dar puntos de penalización y de crédito en distintas partes críticas del proceso. El índice Dow toma en cuenta la flamabilidad y reactividad, mientras que el MOND también toma en cuenta la toxicidad.

Los puntos de penalización se les asignan a materiales, condiciones o procesos que son potencialmente peligrosos o que pueden contribuir a un accidente; los puntos de crédito se dan a situaciones seguras que pueden mitigar la **gravedad** de un accidente. Combinando los puntos de penalización y de crédito se llega a un número o **índice**, el cuál puede ser usado para dar un clasificación de riesgos. Este método puede ser usado en el diseño, modificación u operación de una planta, los datos que requiere son los planos de la planta en cuestión, además de requerir también de la participación de gente con experiencia, ya que esta se requiere para determinar la cantidad de puntos que amerite una situación determinada (5).

2.2.3 MÉTODOS GENERALIZADOS.

◇ **2.2.3.1 Análisis de riesgos y operabilidad (HAZOP).**- La conveniencia del análisis HAZOP inicia desde la utilización de los conocimientos y experiencias de todos los expertos que tengan relación con la planta en estudio, para que de esta manera con sus conocimientos teóricos, y su criterio basado en su experiencia se pueda prever si una planta funcionará como debe y los riesgos que su operación conllevará.

El análisis requiere de un grupo de personas que tengan los conocimientos detallados de como debe de funcionar la planta; es decir, es indispensable que se encuentran presentes las personas responsables de la operación de la planta y otro grupo de personas que representan la parte teórica de la misma es decir que presente las intenciones del diseño. La aplicación de las **palabras guía** dará pie a muchas cuestiones, dichas cuestiones deben de poder ser aclaradas por los miembros presentes, sin tener que recurrir a ninguna otra persona; por ejemplo en una planta química deben de estar presentes un ingeniero mecánico, un ingeniero químico, un ingeniero de sistemas, un ingeniero electrónico, un químico de investigación, y el jefe de operación, ya que además de contar con los conocimientos suficientes, deben de tener autoridad para poder modificar el proceso de acuerdo a lo indicado por el mismo análisis a fin de hacer más segura la operación de la planta.

El procedimiento consiste esencialmente en hacer una descripción completa del proceso y analizar sistemáticamente cada una de sus partes, para descubrir de que manera se pueden tener desviaciones de la **intención del diseño**, y si estas desviaciones generan a su vez un riesgo o no.

El análisis se enfoca a una parte delimitada y específica del proceso llamada **nodo**, el cuál forma parte de un circuito (la formación de los circuitos es una variante propuesta por el grupo realizador del proyecto) previamente definidos por el grupo que realizará el análisis en base a su definición; al nodo se le aplican entonces preguntas basadas en palabras guía (ver tabla 2.3) que derivan del método; estas preguntas conducen a la identificación de desviaciones posibles de la intención de diseño.

Una vez encontradas estas desviaciones teóricas, se determinan las posibles **causas** y sus posibles **consecuencias**; algunas de las causas pueden ser poco probables por lo que se desechan junto con su consecuencia, también puede suceder que aún cuando la causa sea factible la consecuencia carezca de importancia, por lo que también se desecha, tratando de concentrarse en las causas concebibles con consecuencias considerables. A este escenario, formado por una desviación, su posible causa y consecuencia, se le asigna una

frecuencia, es decir, se le asigna un valor en base a la frecuencia del evento, y también se le asigna un nivel de consecuencia, basada en que tan grave será el daño causado si la desviación ocurre (Ver tabla 2.4), teniendo estos dos valores se determina un nivel de riesgo, este nivel de riesgo depende tanto de la frecuencia como de la gravedad, y es proporcional a ambas características. El nivel de riesgo se calcula mediante el uso de una matriz de riesgos (Ver Fig. 2.2). El nivel de riesgo se clasifica en números del uno al diez, siendo el uno el de menor riesgo, y el diez el de mayor riesgo.

Tabla 2.3 Palabras guía del análisis HazOP

Palabra Guía	Significado	Observaciones
NO	La negación completa de la intención.	No se logran ni siquiera en parte las finalidades pero no sucede nada más.
MAS MENOS	Aumentos o disminuciones cuantitativos.	Se aplica a cantidades.
ASI COMO	Aumento cualitativo.	Todas las finalidades se alcanzan junto con otro adicional.
PARTE DE	Disminución cualitativa	Sólo se alcanzan algunas finalidades.
INVERSIÓN	La oposición lógica de la intención.	Se aplica a actividades.
DISTINTO DE	Sustitución completa.	Sucede algo totalmente diferente,

Tabla 2.4 Cuantificación de frecuencia y gravedad (5).

Valor numérico	Significado del valor para frecuencia.	Significado del valor para gravedad.
1	No más de una vez en la vida de la planta.	No tiene impacto en la planta, personal o equipo.
2	Hasta una vez en diez años.	Daños sólo al equipo o fugas menores.
3	Hasta una vez en cinco años.	Lesiones al personal de la planta, todos los daños se contienen en las instalaciones propias.
4	Hasta una vez en un año.	Daños que rebasan las instalaciones, afectando de manera limitada zonas fuera de esta.
5	Más de una vez en un año.	Daños mayores incluso fuera de las instalaciones.

Figura 2.2 Matriz de riesgos (5).

	Gravedad				
F r e c u e n c i a	1	2	3	4	5
	2	4	6	7	8
	3	6	7	8	9
	4	7	8	9	10
	5	8	9	9	10

*Para determinar el nivel de riesgo, se toma el valor de gravedad (vertical) y se ve en que parte cruza con el valor de frecuencia (horizontal), el valor en donde concuerdan ambas "coordenadas" será entonces el valor del riesgo.

Una vez encontrado el riesgo que genera una desviación del diseño, se toman en cuenta las protecciones que se tienen en el momento (de haber alguna), y se analiza si estas protecciones mitigan ya sea la frecuencia o la gravedad de las consecuencias; con estos nuevos valores de la frecuencia y de la gravedad se recalcula el riesgo y se dan entonces dependiendo del nivel de riesgo existente las recomendaciones para mitigar el riesgo, las recomendaciones están también jerarquizadas de acuerdo al nivel de riesgo resultante (Ver tabla 2.5), es decir, para un riesgo muy alto la recomendación tiene una prioridad muy alta y viceversa.

Tabla 2.5 Jerarquía de las recomendaciones (5).

CLASE	NIVEL DE RIESGO	OBSERVACIONES
A	8-10	SON LAS QUE TIENEN LA MÁS ALTA PRIORIDAD, DEBEN DE ATENDERSE DE MANERA INMEDIATA, DEBIDO A QUE EL RIESGO ES INMINENTE Y/O MUY GRAVE.
B	4-7	TIENEN PRIORIDAD MEDIA, PUEDEN SER O NO ATENDIDAS EN BASE A UN ESTUDIO COSTO-BENEFICIO, ES DECIR, PUEDE SER ACEPTADO EL RIESGO DE SER MUY CARA LA ATENCIÓN A LA RECOMENDACIÓN.
C	1-3	SON LAS DE MÁS BAJA PRIORIDAD, SE PUEDEN HACER, PERO DE NO LLEVARLAS A CABO LA SEGURIDAD DEL PROCESO SERÁ AÚN SUFICIENTE.

El éxito o el fracaso del análisis depende principalmente de los siguientes factores:

✧ La precisión de los datos o diagramas utilizados para el análisis, es por esto que los diagramas que describen al área que se analizará deben estar totalmente actualizados, y de no tenerlos, el estudio debe ser precedido por una recopilación y actualización completa, así como de disponer de la mayor cantidad de datos tanto de operación como de diseño.

✧ Los conocimientos técnicos y la experiencia del equipo de trabajo; esta es la razón por la cuál son las personas responsables del área miembros indispensables del equipo de trabajo, así como personas ajenas al área pero que cuenten con los conocimientos suficientes.

✧ La capacidad del equipo para detectar desviaciones, causas y consecuencias. El equipo debe estar abierto a la participación de todos sus integrantes, ya que gracias a la participación de todos es posible detectar desviaciones que de otra manera no serían vistas.

✧ La capacidad del equipo para mantener proporción al evaluar la frecuencia y gravedad de los riesgos. La correcta evaluación y cuantificación de las frecuencias y gravedades de los riesgos es fundamental para la buena jerarquización de los riesgos, es decir, tratar de evitar ponerle demasiada atención o recursos a un riesgo menor, mientras que exista otro mayor que no se mitigue. (1)(3)(5)

❖ **2.2.3.2 Análisis de modos de fallos y efectos (FMEA).**- Éste método ha sido impulsado por la exigencia sobre la confiabilidad del equipo; este método de análisis identifica la forma como ocurren las fallas peligrosas e investiga su impacto mutuo, así como el de las mismas en otras partes del sistema. En el método se hace una extrapolación de datos confiables, se asignan probabilidades a los modos de falla; el método se enfoca particularmente a los modos según los cuales puede fallar un producto, también puede ser enfocado a los componentes que pueden dar lugar a una situación insegura.

El FMEA se inicia con un modelo esquemático del sistema, analizando cada componente individualmente para determinar sus características en relación con la falla. Aún cuando es un método de presentación simple, es muy complicado de elaborar, ya que el análisis consiste en construir imaginativamente cada situación concebible que pueda presentarse en el caso del componente, incluyendo su vida media y sus efectos sobre otros componentes relacionados. De acuerdo a lo anterior uno de los requisitos para hacer un FMEA es una vasta experiencia para poder prever como puede alguna situación resultar perjudicial para el sistema.

La determinación de la probabilidad de un evento constituye una evaluación muy difícil, ya que se requiere de consultar los datos acerca de los accidentes, aún cuando estos generalmente no son muy confiables (4).

❖ **2.2.3.3 Análisis de árbol de fallos (FTA).**- El análisis mediante el árbol de fallos se ha aplicado frecuentemente en proyectos espaciales, fue creado por los laboratorios Bell, para permitir la identificación de fallas en un sistema, después se adaptó por parte de otras compañías para analizar las operaciones de misiles en busca de posibles alteraciones, actualmente es el método más usado por departamentos de defensa, y es ampliamente aceptado por especialistas en seguridad, debido a la facilidad para calcular la probabilidad de un evento en base a la tasa de falla de sus componentes.

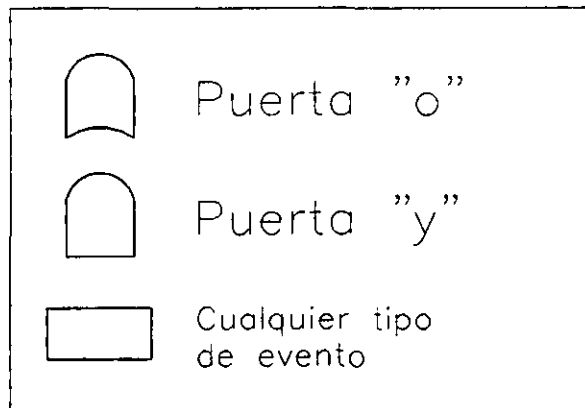
Este tipo de análisis es único debido a que razona hacia atrás partiendo de un evento predeterminado, dicho evento está determinado por la experiencia e imaginación del analista.

Debido a que el método es esencialmente gráfico, se puede apreciar de una manera sencilla el desarrollo de los eventos aislados que pueden llevar por si solos o en su conjunto a la culminación del evento estudiado; lo cuál es muy útil ya que se facilita una vez hecho el análisis su prevención desde sus orígenes últimos.

El árbol de fallos se construye en base a símbolos sacados muchos del "álgebra booleana", en consecuencia el resultado es una tabla en orden lógico de eventos, o causas.

En la figura 2.3, se muestran los símbolos utilizados y sus significados.

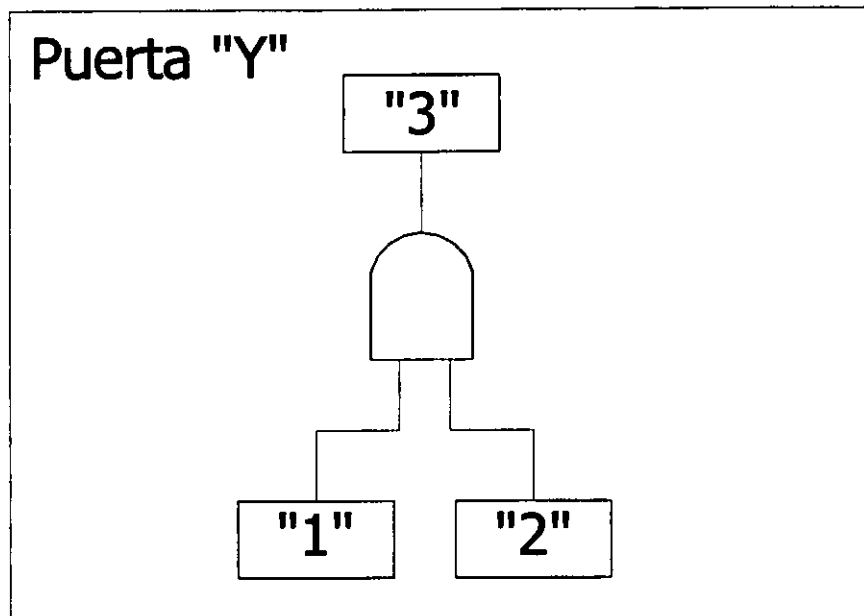
Figura 2.3 Símbolos del FTA.



La construcción del árbol de fallos se hace de tal manera que en la parte superior de este se encuentra el evento culminante en estudio, es decir el evento que es generado por los eventos inferiores; estos eventos localizados en la parte inferior del evento culminante son los que de alguna manera pueden dar origen a dicho evento, y además se presenta como se relacionan los eventos inferiores para dar por resultado el evento final; esto por medio de las puertas "Y" y "O".

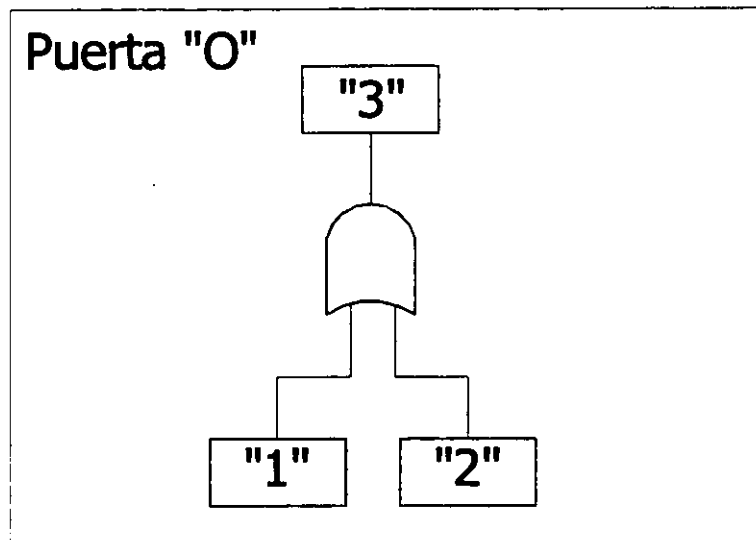
La manera en la que funcionan las puertas "Y" y "O" es la siguiente:

Figura 2.4, Puerta "Y"



La puerta "Y" : Para que el evento subsecuente de la puerta "Y" se genere, todos los eventos de entrada a esta puerta deben existir; es decir, que para que suceda el evento superior se deben de combinar todos los eventos inferiores a la puerta; en la figura para que el evento "3" suceda, deben de darse simultáneamente el "1" y el "2"; En términos de probabilidad, si decimos que la probabilidad de ocurrencia del evento "1" es P_1 y la del evento "2" es P_2 , entonces la probabilidad de ocurrencia del evento "3" será P_3 y se calcula $P_3 = P_1 * P_2$.

Figura 2.5, Puerta "O".



La puerta "O" : Para que el evento subsecuente de la puerta "O" se genere, sólo se requiere que alguno de los eventos de entrada existan; es decir, que para que suceda el evento superior sólo debe ocurrir alguno de los eventos; uno sólo puede generar independientemente el evento de salida de la puerta "O", de acuerdo a la figura 2.5, para que el evento "3" suceda, es suficiente con que se dé el evento "1" o el "2"; En términos de probabilidad, si decimos que la probabilidad de ocurrencia del evento "1" es P_1 y la del evento "2" es P_2 , entonces la probabilidad de ocurrencia del evento "3" será P_3 y se calcula $P_3 = P_1 + P_2$.

Los pasos para llevar a cabo un análisis de este tipo son:

1. Determinar el evento culminante; esta es la parte más difícil debido a que el evento culminante debe ser uno tal que represente un gran riesgo y también que tenga una probabilidad alta, para lo cual se deben contar con antecedentes, para poder hacer estas determinaciones.

2. Determinar las causas posibles; en este punto se deben de buscar todas las causas que pudieran llevar al evento final, o bien los conjuntos de causas, usando los símbolos correspondientes, debido a que en ciertos casos sólo una combinación de dos causas puede llevar a un evento posterior que a su vez, junto con otro evento lleven al evento final.

3. Acomodar las causas encontradas dentro del árbol de fallos; en este punto se trata de acomodar por jerarquías todas las causas encontradas en el punto anterior, para así poder determinar los eventos básicos, es decir, los eventos que sean los primeros que puedan desencadenar una serie de eventos posteriores y que lleven al evento final, de tal forma que se pueda poner cuidado en la ocurrencia de estos eventos, disminuyendo así considerablemente la posibilidad de que el evento final ocurra.

4. Calcular la probabilidad de ocurrencia del evento culminante, en base a las probabilidades particulares de los eventos intermedios, y sus relaciones con el evento culminante mediante las puertas "Y" y "O".

Una vez construidos el árbol completo, se puede proceder fácilmente a dar recomendaciones para prevenir la ocurrencia del evento culminante en base a los eventos básicos que se encuentren como producto del mismo análisis; cabe recalcar que una vez hechas estas recomendaciones el árbol de fallos se modifica, ya que el evento culminante no tendrá la misma probabilidad de ocurrencia antes que después de las recomendaciones (3)(4).

◇ **2.2.3.4 Análisis de árbol de sucesos (ETA).**- El análisis de árbol de sucesos es una representación gráfica del resultado que se podría tener por la falla de un equipo o por un error humano; por lo que el ETA es una herramienta útil para evaluar los sistemas de seguridad o procedimientos de emergencia. El objetivo de este tipo de análisis es identificar la secuencia de eventos que siguen a una falla determinada; por lo que se puede aplicar durante el diseño, modificación u operación de una planta.

A semejanza de los demás tipos de análisis, este requiere de un grupo de personas con un amplio conocimiento del proceso en cuestión, debido a que todas las consecuencias de una falla deben de tomarse en cuenta.

El procedimiento es el siguiente:

A) Se identifica un evento inicial, este debe de ser una falla en un equipo, en un sistema o algún error humano, es decir una falla cuya proporción dependa de como responda el sistema de seguridad o el personal responsable.

B) Identificar qué sistema o personal es el responsable de mitigar la falla, esto puede ser por supuesto el control diseñado para esto, o el operador del área.

C) Se construye el árbol de eventos. Se inicia con el evento inicial (la falla), del lado izquierdo de la página, después de enlistar las protecciones que se tienen de manera horizontal, es decir los controles, procedimientos de emergencia, equipos de emergencia, etc. ; después se decide si la acción de las protecciones listadas pueden o no cambiar la dirección del accidente, de tener algún efecto en el accidente se obtienen dos líneas de la protección, el éxito de la protección o el fracaso de la misma, la línea de éxito se coloca arriba y la de fracaso abajo.

D) Descripción de la secuencia del accidente; esto es los eventos que pueden seguir después del evento principal, algunos de ellos pueden seguir la línea de éxito llegando finalmente a operación normal, los eventos que sigan en fracaso deben de ser analizados para determinar como mejorar las protecciones para minimizar la probabilidad de falla (5).

◇ **2.2.3.5 Análisis "What-if"**. - Este método carece de una estructura estricta, y considera los resultados de eventos inesperados que pudieran llevar a un resultado indeseable, el método consiste en plantear preguntas que empiecen con "Que pasa si...?". Uno de los inconvenientes del empleo de este método es que no toma en cuenta el modo de como las cosas fallan, por lo que se pueden plantear escenarios de fallo absurdos, dada esta situación, es de gran importancia la experiencia con la que cuenten los miembros del equipo participantes, ya que de lo contrario el análisis puede arrojar resultados negativos.

El objetivo principal es el de identificar errores de diseño o de operación y/o montaje, que puedan traer resultados graves, por lo que este análisis se emplea en el diseño, modificaciones y operación de una planta.

Pasos para su aplicación:

- 1) Definir la categoría de consecuencias a estudiar, las cuales pueden ser riesgos para el trabajador, riesgos económicos, etc.

- 2) Decidir que parte del proceso o de la planta se debe de estudiar, esto se realiza en base a la probabilidad de que ocurra un evento indeseable.

3) Revisar la información disponible, la cuál debe de constar de **plot plan**, diagramas de flujo de proceso y diagramas de tuberías e instrumentación debidamente actualizados.

4) En base a la experiencia de los analistas y con la información recopilada se plantean las preguntas comenzando por "Qué pasa si?", y después se procede a responderlas, identificando de esta manera situaciones u operaciones inseguras, sugiriendo inmediatamente las acciones que se puedan tomar para mitigar las situaciones inseguras (5).

❖ **2.2.3.6 Análisis de error humano.**- El análisis de error humano es un método sistemático para evaluar los factores que pueden influir el comportamiento o desempeño del personal que opera una planta, se basa en los factores físicos, ambientales, y en el nivel de entrenamiento del personal, y trata básicamente de encontrar situaciones en donde el personal pueda tomar decisiones equivocadas que lleven a la generación de un accidente.

El análisis de error humano, es aplicable durante el diseño, modificaciones u operación de una planta, para hacer este análisis se requiere tener conocimiento de los procedimientos de emergencia, nivel de entrenamiento de los operadores, y de las responsabilidades que cada uno de ellos tenga. Para manejar la información anteriormente citada, se requiere de un equipo que cuente con un miembro que pueda comprender como afectan los distintos factores que puedan afectar el desempeño de un operador (5).

Capítulo III

“Desarrollo del Trabajo de campo”

CAPÍTULO III

TRABAJO DE CAMPO Y RESULTADOS.

3.1 Descripción de la Unidad hidrodesulfuradora de naftas.

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como para saturar las olefinas presentes en las gasolinas. Los metales se eliminan por fijación de los mismos sobre la superficie del catalizador. También se elimina agua obteniéndose finalmente un reformado libre de impurezas. Todas estas mejoras en las gasolinas se alcanzan con poca o ninguna pérdida del producto.

Para llevar a cabo todo lo anterior, la carga se mezcla con una corriente de gas rica en hidrógeno proveniente de la planta reformadora, vaporizándose en el tren de precalentamiento y en el calentador de fuego directo antes de entrar al reactor. La hidrogenación se lleva a cabo a través de un lecho fijo de catalizador cuyos principios activos son cobalto y molibdeno.

Las reacciones que se efectúan son las siguientes:

- a) Saturación de olefinas con producción de parafinas y naftenos.
- b) Hidrogenación de los compuestos de azufre con producción de parafinas y H_2S .
- c) Hidrogenación de los compuestos de nitrógeno con producción de parafinas y amoniaco.
- d) El oxígeno es eliminado con producción de hidrocarburos y agua.

Las tres primeras reacciones son altamente exotérmicas.

La hidrogenación se lleva a cabo en un reactor catalítico a una temperatura de $352^{\circ}C$ aproximadamente y con una presión de 28.3 kg/cm^2 . El efluente del reactor se enfría y se condensa. La separación de fases se efectúa en el separador de productos del reactor, del cual, el gas rico en hidrógeno, se recircula hacia la carga líquida y el excedente se envía como gas amargo a L.B. El líquido se envía a la sección de estabilización y fraccionamiento.

De esta sección se obtienen como productos las cuatro corrientes siguientes:

- Gas amargo
- Butanos
- Nafta hidrotratada
- Gasolina desisohexanizada

La nafta hidrotratada constituye la carga de la planta reformadora y es el producto principal de esta unidad. La planta ha sido diseñada para operar en alguna de las siguientes alternativas:

Tabla 3.1 Tipos de catalizador de la planta Hidros I.

CASO	FORMCIÓN DE LIGEROS	CATALIZADOR
1	Normal	Hydrobon S-6 UOP
2	Máxima	ME-XIV IMP

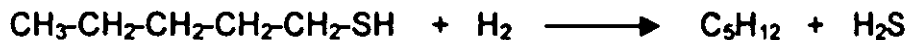
La unidad tiene un factor de servicio de 92% y puede operar al 60% de capacidad de diseño.

3.1.1 QUÍMICA DEL PROCESO. (1)

REACCIONES TÍPICAS DE HIDRODESULFURACIÓN.

La carga de gasolina contiene cantidades variables de compuestos contaminantes, que de no ser eliminados disminuyen la capacidad del catalizador para alcanzar el grado de mejoramiento deseado en la carga. En esta unidad los compuestos contaminantes de la carga se descomponen para formar hidrocarburos puros y compuestos que puedan ser fácilmente eliminables del producto. Las siguientes son algunas de las reacciones típicas que ilustran la manera en la que se descomponen los contaminantes y la forma en que se saturan las olefinas.

El azufre se encuentra en la alimentación especialmente como mercaptano, sulfuros, disulfuros y tiofenos. Los primeros componentes son predominantemente de las gasolinas directas. Son fácilmente convertidos a sulfuros de hidrógeno por reacciones tales como:

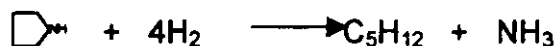


Generalmente se ha estimado que un contenido residual de azufre cercano a 10ppm es adecuado para conservar una buena actividad del catalizador de reformación. Los tiofenos son los más difíciles de eliminar.

REACCIONES DE HIDRODESINITRIFICACIÓN.

En el petróleo crudo, el nitrógeno se encuentra junto con el azufre. Esencialmente se encuentra en compuestos heterocíclicos siendo por ello más difícil la hidrodensitrificación que la hidrodensulfuración. Debido a que estos componentes inhiben la muy importante función ácida del catalizador de reformación deben eliminarse completamente.

La reacción típica para la eliminación del nitrógeno es la siguiente:



ELIMINACIÓN DE ARSÉNICO Y COMPUESTOS METÁLICOS .

El platino de los catalizadores de reformación tiene una fuerte afinidad por estos metales y los catalizadores resultan completamente desactivados por ellos, por lo tanto es indispensable eliminarlos en el proceso de hidrodesulfuración previo al de reformación.

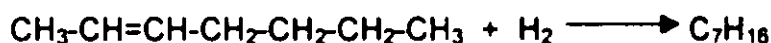
Durante la desulfuración los compuestos metálicos (arsénico, Pb, Cu, Ni) se descomponen de manera similar a los mencionados anteriormente, también con formación de hidrocarburos puros. La diferencia aquí es que los metales contaminantes se depositan sobre el catalizador y se unen a los compuestos metálicos usados en la manufactura del catalizador.

El contenido permisible de arsénico, Pb, y otros no debe ser mayor de 1 ppb para la reformación.

SATURACIÓN DE OLEFINAS.

Los compuestos olefínicos son compuestos insaturados con deficiencia en átomos de hidrógeno. Esta deficiencia los hace relativamente inestables.

Bajo las condiciones de operación del proceso de reformación, las olefinas pueden producir depósitos importantes de carbón sobre el catalizador y en los tubos del horno. Las olefinas se convierten a parafinas en el reactor de esta unidad. Los efectos térmicos de las reacciones de hidrotratamiento son generalmente exotérmicos; sin embargo solamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos de nitrógeno producen grandes cantidades de calor.



OTRAS REACCIONES.

Todas las reacciones que ocurren en el proceso de hidrodesulfuración consumen hidrógeno según quedó indicado anteriormente. En cortes procedentes de la desintegración, las olefinas son los mayores consumidores de hidrógeno debido a sus altas concentraciones. Por la misma razón los compuestos de azufre consumen mucho hidrógeno. Los compuestos de silicio / componentes de aditivos anti-espumantes, también pueden retenerse sobre el catalizador cuando su presencia es esporádica. Los cloruros son muy dañinos para los catalizadores constituidos por platino sobre base de alúmina cuando su contenido es considerable. Estos compuestos se desdoblan con la eliminación de ácido clorhídrico en la estabilizadora.

DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA.

Considerando el caso de máxima formación de ligeros. Esta descripción va de acuerdo con la figura 3.1. Diagrama de flujo de proceso de la unidad hidrodesulfuradora de naftas.

3.1.2 SECCIÓN DE REACCIÓN:

La alimentación a la planta esta constituida por las naftas provenientes de la planta combinada (36000 BPD); el resto de la alimentación a la planta está constituida por gasolinas de las plantas hidrodesulfuradora de destilados intermedios (500 BPD).

Ambas se reciben en el acumulador de carga FA-401 a control de nivel LIC-401 en base a la alimentación de naftas. La cantidad de nafta recibida queda registrada por el FR-401. Sobre la alimentación de gasolinas no se tiene medición propia de la planta, la cantidad correspondiente queda en el registro de la planta hidrodesulfuradora de la que se está recibiendo. El acumulador opera a una presión de 2.0 Kg/cm² y la temperatura de carga es la ambiente (38°C).

La presión en este recipiente se controla con el PIC-401 que en rango dividido acciona por una parte la válvula "A" que admite gas combustible cuando la presión tiende a bajar y por la otra, acciona la válvula "B" que envía el exceso de presión a desfogue; la temperatura es conocida gracias al TI 400-01 colocado a la salida del tanque FA-401.

De este tanque la carga es tomada por las bombas GA-401/R para alimentar al reactor DC-401. En la descarga de estas bombas el flujo se divide en dos partes para alimentar dos corrientes iguales a los dos bancos de precalentamiento de carga. Esta división de flujo se realiza mediante los controladores FIC-403 y 404. A cada uno de estos flujos y posteriormente sus respectivas válvulas de control se unen sendas corrientes de H₂ que se regulan manualmente con válvulas de mariposa, el flujo se conoce mediante los indicadores de flujo FI-422 y FI-423.

Los dos flujos de carga, ya mezclados con H₂ de reposición, pasan por la coraza del primer banco de precalentadores EA-401 A/D. La temperatura de salida después de los bancos de intercambiadores es de 240°C. En ambos precalentadores la carga se calienta contra el efluente del reactor. En estas condiciones la carga totalmente vaporizada entra a los cuatro serpentines del calentador de fuego directo BA-401 de donde sale a 290°C con una presión de 28.3 Kg/cm². A la entrada de cada serpentín del calentador se tienen manómetros e indicadores de temperatura con puntos de consola. Esta instrumentación permite detectar directamente anomalías de temperatura o flujo en cada serpentín. El control de temperatura a la salida del calentador, se lleva a cabo con TRC-401, controlando la válvula de control de presión del combustible que se seleccione para control de temperatura.

A la salida de cada serpentín del calentador BA-401 se encuentran indicadores de temperatura, después de estos se juntan en un cabezal y sale la línea a la parte superior del reactor DC-401

3.1.3 REACTOR DC-401

La mezcla de nafta e H_2 que sale del calentador BA-401 ($352^{\circ}C$ y 28.3 Kg/cm^2) entra al reactor DC-401 en donde se llevan a cabo todas las reacciones de hidrodesulfuración. El reactor tiene una masa total de 26230 Kg. De catalizador IMP (ME-XIV) soportado sobre 12186 Kg. de esferas de alúmina dispuestas de la siguiente manera: Una capa de esferas de $\frac{3}{4}$ " de diámetro en el fondo del reactor hasta una altura de 152mm arriba de la línea tangencial y una 2ª capa arriba de la anterior con esferas de $\frac{1}{4}$ " de diámetro con un espesor de 152mm, el catalizador ocupa una altura de 50292mm; sobre de él se encuentran colocados 2 capas de esferas de alúmina de 76mm de espesor. La 1ª con esferas de alúmina de $\frac{1}{4}$ " de diámetro y la superior con $\frac{3}{4}$ " de diámetro.

Sobre el catalizador se encuentra colocada la placa de canastas de distribución para lograr una distribución uniforme de la carga a través del catalizador del reactor. La relación de H_2 /Hidrocarburo para tratar este tipo de carga es de 11.3 m³ de H_2 de 100% por barril de carga. El espacio velocidad de diseño para este reactor es de 6 es decir:

$$\text{LHSV} = \text{ft}^3 \text{ de carga /hr/}(\text{ft}^3 \text{ de catalizador})=6$$

Por lo tanto la severidad del tratamiento se incrementa al disminuir el espacio velocidad.

El reactor cuenta con un indicador de presión en la entrada y otro en la salida para determinar la caída de presión a través del reactor, con lo cuál se puede conocer el grado de carbonización que pueda tener el catalizador. La temperatura de salida del reactor se conoce por el indicador de consola TI-400-12. La DT del reactor es función del tipo de carga y de la concentración de contaminado que contenga, por lo tanto, es recomendable alimentar la carga del reactor a la temperatura mínima a la cuál el catalizador esta activado para llevar a cabo las reacciones de hidrotratamiento.

Sólo será necesario aumentar la temperatura si los productos no alcanzan la especificación o si el catalizador presenta menos capacidad por envejecimiento o por carbonización.

Operando el reactor a la mínima temperatura permisible se logra una vida mayor del catalizador. La temperatura de operación del reactor influye sobre las reacciones que se llevan a cabo, siendo diferentes con el tipo de reactor.

Algunos compuestos de S_2 se descomponen a temperaturas tan bajas como $260^{\circ}C$; el grado y velocidad de reacción aumenta en el rango de $343^{\circ}C$ a $371^{\circ}C$. Arriba de $371^{\circ}C$, la velocidad aumenta sólo ligeramente, la saturación de olefinas es similar a la desulfuración, con la diferencia de que el incremento en la velocidad de reacción se logra a temperaturas un poco mayores.

Todas las reacciones de hidrotratamiento dependen del H_2 presente, siendo más efectivo el hidrotratamiento cuando la presión del H_2 es mayor. La presión de la sección de reacción, se mantiene con el controlador PIC-408, colocado en el tambor de la succión (FA-403) del compresor GB-401. Este controlador acciona la válvula FV-408 para admitir H_2 de reposición cuando la presión tiende a bajar, y acciona la PV-408, enviando gas a desfogue cuando la presión es superior al punto de control.

Habiendo pasado por el reactor la mezcla de hidrocarburos e hidrógeno, el efluente de este sigue por el lado de los tubos de todos los intercambiadores del tren de precalentamiento de carga, y por el lado de la coraza del banco de enfriadores EA-404 A/D hasta llegar al separador de productos del reactor FA-402. De esta manera, el efluente del reactor será enfriado de 360° a $43^{\circ}C$.

La fase gaseosa del separador de hidrogeno se recircula nuevamente hacia la carga , con el compresor GB-401(En esta línea de recirculación se cuenta con el disco de ruptura PSE-401 y con la PSV-404). La fase líquida se envía a la sección de fraccionamiento a control de nivel (LIC-402) del separador de productos del reactor FA-402, pasando por el precalentador de carga EA-405.

3.1.4 COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN GB-401.

El compresor esta diseñado para manejar 120% del flujo normal con el objeto de cubrir las variaciones durante la operación de la planta. El compresor es accionado por una turbina de vapor a contra presión con una potencia de 738/780 BHP.

Las condiciones de operación son:

Tabla 3.2, Condiciones de operación del compresor GB-401 (1)

	Succión		Descarga	
	Normal	Máxima	Normal	Máxima
Flujo (m ³ std/día)	481586	542493	481586	542493
Presión (Kg/cm ²)	22.7	22.7	35.3	37.3
Temperatura (°C)	43	43	110	110
Peso molecular	5.19		5.19	

El compresor tiene su máxima eficiencia a las condiciones de operación normal; además está protegido contra alta y temperatura en las chumaceras, vibración axial y/o radial, sobre velocidad, baja presión diferencial en chumaceras, falla de aire de instrumentos y alta temperatura en la descarga.

Por otra parte, para asegurar la estabilidad de la máquina en situaciones de bajo flujo, cuenta con un sistema de protección antisurge que recircula gas accionado por el FRC-409 colocado en el tablero o local del compresor.

También está protegido el compresor contra la entrada de líquidos por el tambor de succión FA-403, en el cual está instalado el detector de nivel alto LSH-405 que para el compresor por un nivel excesivo de líquidos. La velocidad del compresor se controla por el gobernador de la turbina que puede ser operada desde tablero local o desde el principal según lo indique el sector de mando HS-402.(1)

3.1.5 ELIMINACIÓN DE SALES DE AMONIO.

Según se describe en la química del proceso, los compuestos de nitrógeno se eliminan en forma de amoniaco. Este amoniaco a su vez, se combina con los compuestos de S de la carga dando lugar a la formación de sales de amonio y S que cristalizan a bajas temperaturas, corriente abajo del efluente del reactor. Esta cristalización se produce principalmente en las partes mas frías del tren de precalentamiento de carga provocando la formación de grandes depósitos de sales en los tubos, lo que disminuye considerablemente la eficiencia de transmisiones de calor.

Para evitar esta situación, periódicamente se inyecta agua de lavado corriente a la salida del EA-402D. La inyección de esta agua se controla con el indicador local de flujo FI-434. Estas sales que son muy solubles se eliminan como solución acuosa, y a control de nivel de interfase LIC-403. En la pierna del separador de productos del reactor FA-402. Enviándose hacia el cabezal de agua amarga. Experimentalmente se ha observado, que la inyección de condensado semanalmente, durante unas 2 hrs. es suficiente para mantener limpios los tubos de los cambiadores. Sin embargo, la cantidad de agua, el tiempo y la frecuencia del lavado, deberán fijarse de acuerdo a la experiencia particular, que se derive de las características de la carga, pero de ninguna

manera deberá considerarse esta operación como continua, ya que de mantener por mas tiempo dicha inyección no mejora el lavado y sin embargo si prolonga las condiciones corrosivas del sistema por la presencia de H_2S en ambiente húmedo. La cantidad recomendable para este lavado es de aproximadamente 3% en volumen con respecto a la carga líquida, debiendo ajustarse de acuerdo a las condiciones particulares tal como se indica anteriormente (1).

3.1.6 SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN Y FRACCIONAMIENTO

La fase líquida proveniente del separador de productos del reactor a $43^{\circ}C$ y 22.8 kg/cm^2 se envía a fraccionamiento después de haberse precalentado en el intercambiador EA-405 contra la carga a la planta reformadora. Después de este precalentamiento, la carga a la sección de fraccionamiento se recibe en el primer separador de carga a la debutanizadora FA-404 con una temperatura de $143^{\circ}C$. La función de este separador es reducir sustancialmente el contenido de hidrógeno en la carga a la torre debutanizadora DA-401. Este separador opera a 6.3 kg/cm^2 y a control de nivel de éste, la fase líquida se envía con las bombas GA-408/R a la torre. La fase vapor se enfría en el condensador EA-406 y se recibe a $38^{\circ}C$ en el segundo separador de carga a la torre debutanizadora FA-405. Este segundo separador que opera a 5.6 kg/cm^2 tiene por objeto recuperar

Las 4 corrientes que provienen del calentador BA-501, reciben ahora calor de vaporización en el calentador BA-402 de esta planta. Este calentador se encuentra controlado por el TRC-404 colocado en el plato No. 27 de la torre estabilizadora DA-401, la misma señal también sirve para controlar en cascada las automáticas PV-414 y 416 que admiten combustible al calentador. La temperatura de control para el plato 27 es de 193°C.

De esta manera los cinco corrientes calentadas según lo descrito anteriormente se unen para entrar a los fondos de la torre a 266°C. El calentador de esta torre está instrumentado para operación y protección de igual manera que el calentador de la sección de reacción. Los domos de la torre estabilizadora DA-401 a 96°C se condensan en los cambiadores EA-407 A/B y se reciben ya fríos a 72°C en el acumulador de reflujo FA-406 que opera a 16.5 kg/cm².

La presión en este recipiente se controla por el PIC-413 que envía hidrocarburo ligero hacia la planta de tratamiento de gas. La fase líquida se envía como reflujo al plato 1 de la torre mediante las bombas GA-402/R. El control de este reflujo se realiza en cascada del FRC-411 con el TRC-407 del plato No. 4.

El exceso de reflujo a control de nivel del acumulador (LIC-409) se envía a L.B. a 38°C con las bombas GA-403/R después de haberse enfriado contra agua en enfriador EA-410.

TORRE DEHEXANIZADORA DA-402

Los fondos de la torre debutanizadora DA-401 a 240°C se envían por diferencia de presión y a control de nivel de los fondos de esta torre (LIC-408) hacia la torre deshexanizadora DA-402.

La carga se alimenta al plato No. 24 con 74% de vaporización y 173°C de temperatura. La torre que cuenta con 32 platos del tipo de válvulas tiene por función separar el hexano y más ligeros de la carga que se alimenta a la planta reformadora y que debe estar constituida por hexano y más pesados.

Las condiciones de operación de la torre son 87°C y 2.0 kg/cm² en el domo y 147°C y 2.2 kg/cm² en el fondo. El calor requerido para el funcionamiento de la torre es suministrado a los fondos de la misma en el rehervidor de fondos BA-403, la carga es llevada a este por las bombas GA-413.

La torre cuenta en el fondo con un tanque de balance, FA-408, cuyo objetivo es el de poder enviar la carga a la reformadora aún en el caso de que se encuentre fuera de operación la torre dehexanizadora. Para el efecto, alrededor de este tanque se tienen las líneas y los bloqueos necesarios, tanto en la fase líquida como en la fase gas, para que este tanque sirva como acumulador de fondos a ambas torres.

La carga a la planta reformadora se toma de este tanque y se envía hacia ella con las bombas GA-405/RT después de haberse enfriado contra el efluente del separador de productos del reactor hasta una temperatura de 93°C. El excedente de hexano y más pesados se envían a control de nivel de este tanque (LIC-410), a L.B. con las bombas GA-406/R después de haberse enfriado en el cambiador EA-411 hasta una temperatura de 38°C.

Los domos de la torre dehexanizadora a 87°C se enfrían en los condensadores EA-408 A/F y se reciben en el acumulador de reflujo FA-407 a una temperatura de 79°C.

El reflujo a la torre se toma de este tanque con las bombas GA-407/R y se inyecta al plato No.1 de la misma a control de flujo (FRC-415) y en cascada con el TIC-408 del plato No. 6. El exceso de reflujo se envía a control de nivel del acumulador (LIC-411), con las mismas bombas hacia L.B.

SISTEMA INHIBIDOR DE CORROSIÓN

Debido a la presencia de gas amargo (H_2S) en los domos de la torre DA-401, se requiere una inyección continua de inhibidor de corrosión para neutralizar la actividad corrosiva que pueda causar en el sistema. Para llevar a cabo lo anterior, se requiere inyectar el inhibidor en dos puntos, el primero se localiza en

la línea de salida de gases de la torre DA-401 hacia el condensador EA-407 A/B y el segundo, corriente arriba en la salida de gases del FA-404 hacia el EA-406.

(1)

3.2 Desarrollo del Análisis HazOp.

Introducción del análisis.

Desarrollo de Análisis de Riesgos y operabilidad HazOp.

De todos los análisis previamente estudiados, se decidió realizar el análisis HazOp, por dos razones fundamentales:

✧ Por su carácter multidisciplinario, esto es que requiere de la participación de expertos en las diferentes áreas que conforman una planta, por lo que el resultado del análisis goza de gran validez en todos los aspectos.

✧ Por la estructura propia del método.- Debido a que el método consiste en una división del área de estudio en circuitos y posteriormente en nodos, se facilita el análisis de cada parte del proceso, haciéndolo entonces muy específico; además al realizar el análisis en puntos donde convergen dos o más nodos o circuitos el análisis se hace un poco repetitivo, sin embargo esto lejos de ser una desventaja representa una gran ventaja al no poder pasar algo por alto.

De acuerdo con esto, la información con la que se contó para la realización del análisis es:

- ✧ Diagramas de Tuberías e Instrumentación
- ✧ Diagramas de Flujo de Proceso
- ✧ Procedimientos de operación, de mantenimiento y de emergencia
- ✧ Condiciones de operación y de proceso
- ✧ Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones

Con toda esta información se procede a actualizar los diagramas de flujo de proceso y los diagramas de tuberías e instrumentación, etc..

Los circuitos que se analizarán son el circuito de carga y el circuito de fraccionamiento; estos circuitos fueron seleccionados por el grupo de análisis basándose en la importancia que cada uno de estos tienen dentro del proceso tanto para la unidad como para toda la planta.

3.2.1 Análisis del circuito de carga.

El circuito de carga fue seleccionado como un circuito crítico debido a que de existir una falla dentro de éste, las consecuencias son inmediatas para toda la planta, ya que se queda sin alimentación.

3.2.1.1 Descripción del circuito de carga* (1)

*Las condiciones de operación corresponden a la utilización del catalizador IMP-DSD3+, basado en la figura 3.2.

La alimentación a la planta esta constituida por las naftas provenientes de la planta combinada (36000 BPD), además de tener una línea proveniente de bombas 1 la cuál también se puede utilizar para alimentar el tanque, esta línea pasa por los filtros FD-401 y FD-402, los cuales cuentan con un indicador local de presión, salida de drenaje y una entrada de gasolina a presión para lavado proveniente de las bombas GA-406. El resto de la alimentación a la planta está constituida por gasolinas de las plantas hidrosulfuradora de destilados intermedios (500 BPD).

Ambas se reciben en el acumulador de carga FA-401 (después cuenta con una derivación a la PSV-401) a control de nivel LIC-401 en base a la alimentación de naftas. La cantidad de nafta recibida queda registrada por el FR-401 (después de este registrador se tiene una salida de gasolina para regresarla por la salida del EA-1004 o para mandarla a L.B. por la unidad reformadora), sobre la alimentación de gasolinas no se tiene medición propia de la planta, la cantidad correspondiente queda en el registro de la planta hidrosulfuradora de la que sé esta recibiendo. El acumulador opera a una presión de 2.0 Kg/cm² y la temperatura de carga es la ambiente (38°C).

La presión en este recipiente se controla con el PIC-401 que en rango dividido acciona por una parte la válvula "A" que admite gas combustible cuando la presión tiende a bajar y por otra, acciona la válvula "B" que envía el exceso de presión a desfogue; la temperatura es conocida gracias al TI400-01 colocado a la salida del tanque FA-401

De la entrada de nafta a la entrada del tanque FA-401 se tienen 9 válvulas de paso y 6 válvulas adyacentes a la línea principal como drenajes, las cuales vienen indicadas en el diagrama.

De este tanque la carga es tomada por las bombas GA-401/R para alimentar al reactor DC-401. En la descarga de estas bombas el flujo se divide en dos partes (antes de esta división se tiene una salida para productos manchados a recirculación a carga (slop)) para alimentar dos corrientes iguales a los dos bancos de precalentamiento de carga. Esta división de flujo se realiza mediante los controladores FIC-403 y 404. A cada uno de estos flujos y posteriormente sus respectivas válvulas de control se unen sendas corrientes de H₂ que se regulan manualmente con válvulas de mariposa y con los indicadores de flujo FI-422 y FI-423.

Los dos flujos de carga, ya mezclados con H₂ de reposición, pasan por la coraza del 1er banco de precalentadores EA-401 A/D. La temperatura de salida

después de los bancos de intercambiadores es de 240°C. En ambos precalentadores la carga se calienta contra el efluente del reactor.

Desde la salida del FA-401 hasta la entrada a los serpentines del BA-401 existen 8 válvulas de paso numeradas desde la V10 hasta la V17 así como 4 válvulas adyacentes numeradas desde la D7 hasta la D10 (ver Fig 3.2).

En estas condiciones la carga totalmente vaporizada entra a los cuatro serpentines del calentador de fuego directo BA-401 de donde sale a 290°C con una presión de 28.3 Kg/cm². A la entrada de cada serpentín del calentador se tienen manómetros e indicadores de temperatura con puntos de consola. Esta instrumentación permite detectar directamente anomalías de temperatura o flujo en cada serpentín. El control de temperatura a la salida del calentador, se lleva a cabo con TRC-401, la señal de este instrumento es dirigida por el selector ZS-401 hacia la válvula de control de presión del combustible que se seleccione para control de temperatura, estas son el PIC-404 y PIC-405 que controlan la presión de combustóleo líquido y de gas respectivamente.

A la salida de cada serpentín del calentador BA-401 se encuentran indicadores de temperatura, después de estos se juntan en un cabezal y sale la línea a la parte superior del reactor DC-401

3.2.1.2 Actas y diagramas del análisis del circuito de carga.

Circuito de Carga.

Nodo. De límite de batería al tanque acumulador FA-401.



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta Hidros-I

Fecha: 24 de mayo de 2000

Nodo: De límite de batería al tanque acumulador, en el circuito de carga de la Hidros-I

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada.

Desviación: Menos flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Taponamiento de filtros FD-401 0402.	1. Bajo nivel en el tanque FA-401.	5 (1)	1 (1)	5 (1)	1. Alarma por bajo flujo FT-401. 2. Alarma por muy bajo flujo. 3. Procedimientos de operación. 4. Programa de mantenimiento preventivo.	1. Asegurar el cumplimiento al 100% del programa de mantenimiento preventivo a filtros.	C
2. Falla controlador de presión en la línea de gasolina amarga de la planta estabilizadora.	1. Bajo nivel en el tanque FA-401.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Alarma por bajo flujo FT-401. 2. Alarma por muy bajo flujo. 3. Procedimientos de operación. 4. Programa de mantenimiento preventivo.	1. Asegurar el cumplimiento al 100% del programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	C
3. Válvulas de paso, situadas en la línea de carga al tanque acumulador FA-401, parcialmente cerradas.	1. Bajo nivel en el tanque FA-401.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Alarma por bajo flujo FT-401. 2. Alarmas por muy bajo flujo. 3. Procedimientos de operación. 4. Programa de mantenimiento preventivo.	1. Asegurar el cumplimiento al 100% del programa de mantenimiento preventivo a válvulas.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta Hidros-I

Fecha: 24 de mayo de 2000

Nodo: De límite de batería al tanque acumulador, en el circuito de carga de la Hidros-I

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada.

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla de bombas de carga, en el área de bombeos.	<p>1. No hay carga para alimentar al acumulador FA401.</p> <p>2. Si no se restablece el flujo en 20 minutos, se para el proceso en la sección de reacción.</p>	5 (5)	2 (1)	8 (5)	<p>1. Alarma por bajo flujo FT-401.</p> <p>2. Alarma por muy bajo flujo.</p> <p>3. Procedimientos de operación.</p> <p>4. Programa de mantenimiento preventivo.</p> <p>5. Procedimiento de emergencia a falla de carga.</p> <p>6. Recibir carga de estabilizadora.</p>	<p>1. Asegurar que se cumpla al 100% el programa de mantenimiento preventivo a bombas (mediante reuniones con el personal responsable del área de bombas). Asegurase que las refacciones usadas sean de la calidad requerida.</p> <p>2. Mantener actualizados los procedimientos de operación, difundirlos y mantenerlos a la mano.</p> <p>3. Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.</p>	B
2. Falla de bombas en planta estabilizadora.	<p>1. No hay carga para alimentar al acumulador FA-401.</p> <p>2. Si no se restablece el flujo en 20 minutos, se para el proceso en la sección de reacción.</p>	4 (4)	2 (1)	7 (4)	<p>1. Alarma por bajo flujo FT-401.</p> <p>2. Alarma por muy bajo flujo.</p> <p>3. Procedimientos de operación.</p> <p>4. Programa de mantenimiento.</p>	<p>1. Asegurar que se cumpla al 100% el programa de mantenimiento preventivo a bombas (mediante reuniones con el personal responsable del área de bombas). Asegurase que las refacciones usadas sean de la calidad requerida.</p> <p>2. Mantener actualizados los procedimientos de operación, difundirlos y mantenerlos a la mano.</p> <p>3. Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.</p>	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta de Hidros-I

Fecha: 24 de mayo de 2000

Nodo: De límite de batería al tanque acumulador, en el circuito de carga de la Hidros

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada.

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3.-Falla de las bombas de la planta estabilizadora y de la casa de bombas 1.	<p>1. No hay carga para alimentar al acumulador FA-401.</p> <p>2. Si no se restablece el flujo en 20 minutos, se para el proceso en la sección de reacción.</p>	3 (1)	2 (1)	6 (1)	<p>1. Alarma por bajo flujo FT-401.</p> <p>2. Alarma por muy bajo flujo.</p> <p>3. Procedimientos de operación.</p> <p>4. Programa de mantenimiento.</p> <p>5. Procedimiento de emergencia a falla de carga.</p>	<p>1. Mantener actualizados y a la mano los procedimientos de emergencia y difundirlos a todos los operadores.</p> <p>2. Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.</p>	C
4. Cualquiera de las válvulas de paso, de V3 a V7, cerradas. (Ver Diagrama U-400-31 71-021).	<p>1. No hay carga para alimentar al acumulador FA-401.</p> <p>2- Si no se restablece el flujo en 20 minutos, se para el proceso en la sección de reacción.</p> <p>3. Presionamiento de la línea hacia atrás.</p> <p>3. Daño a la bomba por alta presión.</p> <p>4. Fuga por sellos y conexiones.</p>	1 (1)	2 (2)	2 (2)	<p>1. Alarma por bajo flujo FT-401.</p> <p>2. Alarma por muy bajo flujo.</p> <p>3. Procedimientos de operación.</p> <p>4. Programa de mantenimiento.</p> <p>5. Procedimiento de emergencia a falla de carga.</p> <p>6.-Protección por sobrecarga del motor de la bomba.</p>	<p>1. Identificar las válvulas e incluir sus números o claves en el procedimiento de operación.</p>	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta Hidros

Fecha: 24 de mayo de 2000

Nodo: De límite de batería al tanque acumulador, en el circuito de carga de la Hidros-I

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada.

Desviación: No flujo

Causas	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5. Taponamiento de los filtros FD-401 y 402	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Se tiene filtro de relevo. 2. Se tiene un directo (bypass). 3. se tiene un indicador de presión (PI).	1. Instalación de una alarma por alta presión diferencial en filtro.	B
6. Falla de la L.V-401 (Falla en cerrado).	3 (1)	1 (1)	3 (1)	1. Se tiene un directo (bypass) para restablecer el flujo. 2. Programa de Mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Cumplir con el mantenimiento preventivo al 100%, con las refacciones de la calidad requerida.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta Hidros-I

Fecha: 24 de mayo de 2000

Nodo: De límite de batería al tanque acumulador, en el circuito de carga de la Hidros

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada.

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
7. Falla de válvula de control de presión en el cabezal de recibo de planta estabilizadora.	<p>1. No hay carga para alimentar al acumulador FA-401.</p> <p>2. Si no se restablece el flujo en 20 minutos, se para el proceso en la sección de reacción.</p>	4 (4)	1 (2)	4 (7)	<p>1. Alarma por bajo flujo FT-401.</p> <p>2. Alarma por muy bajo flujo.</p> <p>3. Procedimientos de operación.</p> <p>4. Programa de mantenimiento.</p> <p>5. Procedimiento de emergencia a falla de carga.</p> <p>6. Recibir carga del área de bombas.</p>	<p>1. Asegurar que se cumpla al 100% el programa de mantenimiento preventivo a bombas (mediante reuniones con el personal responsable del área de bombas), asegurase que las refacciones usadas sean de la calidad requerida.</p> <p>2. Mantener actualizados los procedimientos de operación, difundirlos y mantenerlos a la mano.</p> <p>3. Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.</p>	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta Hidros-I

Fecha: 24 de mayo de 2000

Nodo: De límite de batería al tanque acumulador, en el circuito de carga de la Hidros-I

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada.

Desviación: Mas flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla de la LV-401.	1. Alto nivel en el FA-401.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Indicador de nivel. 2. Alarma por alto y muy alto nivel. 3. Se tienen válvulas de bloqueo manual.	1. Asegurar en cumplimiento al 100% del programa de mantenimiento preventivo.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta Hidros-I

Fecha: 14 de junio de 2000

Nodo: Tanque acumulador de carga FA-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada

Desviación: Vacío

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla el suministro de gas de reposición y la bomba GA-401 está en funcionamiento.	1. Colapso del tanque.	4 (1)	2 (2)	7 (2)	1. Alarmas por baja y muy baja presión. 2. Procedimientos de operación.	1. Cumplir con los procedimientos de mantenimiento de las alarmas de baja y muy baja presión. 2. Incluir dentro del procedimiento de operación arrancar con un 50% y verificar que exista presión normal de operación del tanque.	C
2. Enfriamiento del tanque sin suministro de gas.	1. Colapso del tanque.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Procedimiento de mantenimiento.	1. Dar cumplimiento estricto al procedimiento.	C

Circuito de carga.

Nodo. Tanque acumulador de carga FA-401.



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Area de proceso: Planta Hidros-1

Fecha: 14 de Junio de 2000

- Nodo: Tanque acumulador de carga FA-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Nafitas provenientes de la planta combinada

Desviación: Alto nivel

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. La válvula del directo de la LV-401 abierta por error o que se este pasando.	1. Presurización del tanque por sobrellenado.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Alarmas por alto nivel y muy alto nivel. 2. Disco de ruptura.	1. Verificar el cumplimiento del procedimiento de operación. 2. Verificar físicamente el disco de ruptura en cada paro programado de reparación. 3. Cumplir cabalmente con el mantenimiento preventivo de las válvulas (principalmente en las válvulas de los directos).	B
2. Falla de la válvula LV-401.	1. Presurización del tanque por sobrellenado.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Mantenimiento preventivo. 2. Disco de ruptura.	1. Cumplir con el mantenimiento preventivo con base a las recomendaciones del fabricante del instrumento. 2. Cumplir cabalmente con el mantenimiento preventivo de las válvulas (principalmente en las válvulas de los directos).	B
3. Transmisor de nivel LIC-401 manda señal errónea.	1. Presurización del tanque por sobrellenado.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Mantenimiento preventivo en los transmisores de nivel. 2. Disco de ruptura.	1. Cumplir con el mantenimiento preventivo con base a las recomendaciones del fabricante del instrumento. 2. Asegurar la calidad del producto de carga. 3. Cumplir cabalmente con el mantenimiento preventivo de las válvulas (principalmente en las válvulas de los directos).	B
4. Falla la bomba GA-401.	1. Presurización del tanque por sobrellenado.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Mantenimiento preventivo. 2. Disco de ruptura.	1. Mantener el adecuado control sobre el proceso. 2. Cumplir con el mantenimiento de las válvulas	A



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Planta Hidros-I

Fecha: 14 de junio de 2000

Nodo: Tanque acumulador de carga FA-401

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada

Diagramas: DTI U400-3171-021

Desviación: Bajo nivel

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Descontrol en el suministro de servicios a la planta.	(Ya revisado en la causa 3 de no flujo)	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Procedimientos de operación en casos de emergencia.	1. Cumplir con los procedimientos de operación en casos de emergencia.	A

Circuito de carga.

Nodo. Calentador BA-401



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Carga a la Unidad 400

Fecha: 14 de junio de 2000

Nodo: Calentador BA-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada

Desviación: Menos Temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Bajo flujo de gas combustible	1. Disminución del factor de operabilidad de la planta	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Controlador con alarma de alta presión	1. Instalar filtros en la red de gas combustible	B
	2. Contaminación del catalizador				2. Alarma por bajo flujo de gas combustible	2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo de protecciones al calentador	
	3. Alto contenido de azufre en el producto				3. Alarma de alta temperatura del calentador		
	4. Carga a la reformadora fuera de especificación (Azufre alto)				4. Circuito alterno de combustible líquido (Diesel)		



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Area de proceso: Circuito de Carga a la Unidad 400 Fecha: 14 de junio de 2000

Nodo: Calentador BA-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada

Desviación: Más Temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Acumulación de líquidos en circuitos de carga al calentador, después de una reparación	1. Flujo preferencial 2. Diferencia de temperatura entre serpentines	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Verificación de libertad de flujo en circuitos independientes	1. Seguimiento estricto del procedimiento de operación durante el arranque.	B
2. Baja o nula carga de alimentación al calentador	1. Sobrecalentamiento y daños al calentador	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Interlock de protección del calentador BA-401 2. Control de temperatura a bajo flujo con alarmas de alta y muy alta temperatura	1. Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento a las protecciones del calentador	B

Circuito de carga.

Nodo. Del tanque FA-401 AL Reactor DC-401.



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Carga a la Unidad 400

Fecha: 14 de junio de 2000

Nodo: Del tanque FA-401 al Reactor DC-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada

Desviación:

Alta relación de H₂/HC

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Mayor descarga del compresor GB-401	1 Disminución de la severidad en la reacción	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Protecciones del compresor	1. Cumplimiento al programa de mantenimiento del gobernador del compresor GB-401	B
2. Baja carga de HC	1. Disminución de la severidad en la reacción	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Sistema de control 2. Procedimientos de operación	1. Cumplimiento del programa de mantenimiento preventivo de instrumentos	B
3. Medición errónea por falla del elemento primario por acumulación de sales	1. Disminución de la severidad de la reacción	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Mantenimiento al elemento primario por reparación general	1. Dar cumplimiento al programa de mantenimiento	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Carga a la Unidad 400

Fecha: 14 de junio de 2000

Nodo: Del tanque FA401 al Reactor DC-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada

Desviación: Más Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Entrada de flujo por la línea de arranque que viene de la unidad 500	1. Inestabilidad en la operación del calentador BA-401	2 (2)	1 (1)	2 (2)	1. No hay Protecciones.	1. Mantener juntacegado la línea de arranque durante la operación normal de la planta o desmantelar la línea.	C
2. Falla el sistema de control de la válvula (FIC-403 y FIC-404)	1. Inestabilidad en la operación. 2. Baja la eficiencia del calentador BA-401 3. Inestabilidad en la reacción.	2 (2)	1 (1)	2 (2)	1. Mantenimiento preventivo.	1. Actualizar, difundir y cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos (Incluir la revisión del elemento primario durante el paro de planta por reparación programada)	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Carga a la Unidad 400

Fecha: 14 de junio de 2000

Nodo: Del tanque FA-401 al Reactor DC-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Naftas provenientes de la planta combinada

Desviación: Menos Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla de la bomba de carga GA-401	1. El calentador BA-401 no recibe carga	5 (5)	3 (2)	9 (8)	1. Bomba de relevo	1. Dar cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a bombas	A
	2. Sobrecalentamiento del calentador				2. Sistema de paro automático del calentador a falta de carga y por bajo flujo de hidrógeno	2. Aplicar el programa de rotación de equipos	
	3. Daños al equipo				3. Mantenimiento preventivo a la bomba		
2. Ruptura de los tubos de un cambiador de calor EA-401A/D y EA402ND	1. Contaminación del efluente del reactor	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Programa de mantenimiento institucional.	1. Cumplir con el programa de mantenimiento institucional 2. Limitar la operación del equipo a su vida útil según su diseño	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Carga a la Unidad 400 Fecha: 1- de junio de 2000

Nodo: Del tanque FA-401 al Reactor DC-401

Diagramas: DTI U400-3171-021

Producto: Nattas provenientes de la planta combinada

Desviación: Baja relación de H₂/HC (16 m³/Barril)

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Compresor y turbina	1. Descontrol en la operación y aumento de la severidad en el reactor	4 (4)	2 (2)	7 (7)	1. Protecciones del compresor 2. Alarma por bajo flujo	1. Cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo	B

3.2.2 Análisis del circuito de fraccionamiento.

Este circuito fue seleccionado debido al riesgo que presenta la operación de las torres de fraccionamiento DA-401 y DA-402, siendo la parte más peligrosa de este análisis los calentadores a fuego directo de ambas torres, los BA-401 y BA-403.

3.2.2.1 Descripción del circuito de fraccionamiento (1).

Esta descripción esta hecha en base a las figuras 3.3 y 3.4.

TORRE DEBUTANIZADORA DA-401

La función de esta torre consiste en estabilizar las naftas separando las fracciones de C_4 que contengan. La torre tiene 28 platos del tipo de válvulas siendo sus condiciones de operación de 96°C y 16.8 kg/cm^2 en el domo y de 240°C y 17.1 kg/cm^2 en el fondo. El calor requerido para su operación es suministrado a los fondos de la torre, por cuatro serpentines colocados en la zona de convección del calentador BA-501 de la planta reformadora (contrato IMP1048) por el rehervidor de ajuste EA-506 de la estabilizadora DA-501 de la misma reformadora y por el rehervidor de fondos BA-402 de esta planta. Para el efecto, con las bombas GA-404/RT se envía una corriente de fondos de la DA-401 hacia la planta reformadora en donde esta corriente se divide a su vez en otras cuatro, a control de flujo con los FRC-509, 510, 534, y 535 que enfrían a sendos serpentines en el calentador BA-501 y una quinta controlada por FRC-

504 que intercambia calor en el EA-506, incrementa su temperatura en este de 240 a 260°C. Las 4 corrientes que provienen del calentador BA-501, reciben ahora calor de vaporización en el calentador BA-402 de esta planta. Este calentador se encuentra controlado por el TRC-404 colocado en el plato No. 27 de la torre estabilizadora DA-401 con cuya señal se controlan en cascada las automáticas PV-414 y 416 que admiten combustible al calentador. La temperatura de control para el plato 27 es de 193°C.

Nota: durante las operaciones de arranque o paro y con el objeto de evitar contraposición del controlador TRC-404 (control de temperatura del plato 27), con el TRC-407 (control de temperatura del plato 4), es conveniente operar este último como control de flujo (sin cascada) con FRC-411 hasta haber logrado la estabilidad de la torre.

De esta manera los cinco corrientes calentadas según lo descrito anteriormente se unen para entrar a los fondos de la torre a 266°C. El calentador de esta torre está instrumentado para operación y protección de igual manera que el calentador de la sección de reacción. Los domos de la torre estabilizadora DA-401 a 96°C se condensan en los cambiadores EA-407 A/B (La torre cuenta con dos válvula de relevo la PSV 408B y la 408D esta última sobre la línea que va al EA-407) y se reciben ya fríos a 72°C en el acumulador de reflujo FA-406 que opera a 16.5 kg/cm². (El FA-406 cuenta con la PSV-412).

La presión en este recipiente se controla por el PIC-413 que envía hidrocarburo ligero hacia la planta de tratamiento de gas. La fase líquida se envía como reflujo al plato 1 de la torre mediante las bombas GA-402/R. El control de este reflujo se realiza en cascada del FRC-411 con el TRC-407 del plato No. 4.

El exceso de reflujo a control de nivel del acumulador (LIC-409) se envía a L.B. a 38°C con las bombas GA-403/R después de haberse enfriado contra agua en enfriador EA-410.

TORRE DEHEXANIZADORA DA-402

Los fondos de la torre debutanizadora DA-401 a 240°C se envían por diferencia de presión y a control de nivel por diferencia de presión y a control de nivel de los fondos de esta torre (LIC-408) hacia la torre dehexanizadora DA-402. (Esto manteniendo el "by-pass" al DC-402).

La carga se alimenta al plato No. 24 con 74% de vaporización y 173°C de temperatura. La torre que cuenta con 32 platos del tipo de válvulas tiene por función separar el hexano y más ligeros de la carga que se alimenta a la planta reformadora y que debe estar constituida por hexano y más pesados. (La torre cuenta con las PSV'S 419 A-E).

Las condiciones de operación de la torre son 87°C y 2.0 kg/cm² en el domo y 147°C y 2.2 kg/cm² en el fondo. El calor requerido para el funcionamiento de la torre es suministrado a los fondos de la misma en el rehervidor de fondos BA-403, la carga es llevada a este por las bombas GA-413 pasando por el controlador de flujo FIC-9305; la temperatura del horno se controla con el TIC-9310 con las válvulas de admisión de gas y combustóleo PV's 9304 y 9306.

La torre cuenta en el fondo con un tanque de balance, FA-408, cuyo objetivo es el de poder enviar la carga a la reformadora aún en el caso de que se encuentre fuera de operación la torre desisohexanizadora. Para el efecto, alrededor de este tanque se tienen las líneas y los bloqueos necesarios, tanto en la fase líquida como en la fase gas, para que este tanque sirva como acumulador de fondos a ambas torres.

La carga a la planta reformadora se toma de este tanque y se envía hacia ella con las bombas GA-405/RT después de haberse enfriado contra el efluente del separador de productos del reactor hasta una temperatura de 93°C. Esta carga se mide y se controla con el FRC-511 de la planta reformadora. El excedente de hexano y más pesados se envían a control de nivel de este tanque (LIC-410) a L.B. con las bombas GA-406/R después de haberse enfriado en el cambiador EA-411 hasta una temperatura de 38°C (1).

Los domos de la torre desisohexanizadora a 87°C se enfrían en los condensadores EA-408 A/F y se reciben en el acumulador de reflujo FA-407 a una temperatura de 79°C. Este acumulador que opera a 1.8 kg/cm² controla su presión mediante el PIC-419 que desvía los domos de la torre directamente hacia el acumulador de reflujo sin pasar por los condensadores, cuando la presión tiende a bajar por medio de la PV-419A; cuando la presión aumenta sale la carga a desfogue por la PV-419B. (Este acumulador también cuenta con la PSV-424).

El reflujo a la torre se toma de este tanque con las bombas GA-407/R y se inyecta al plato No.1 de la misma a control de flujo (FRC-415) y en cascada con el TIC-408 del plato No. 6. El exceso de reflujo se envía, a control de nivel del acumulador (LIC-411) con las mismas bombas, hacia L.B (1).

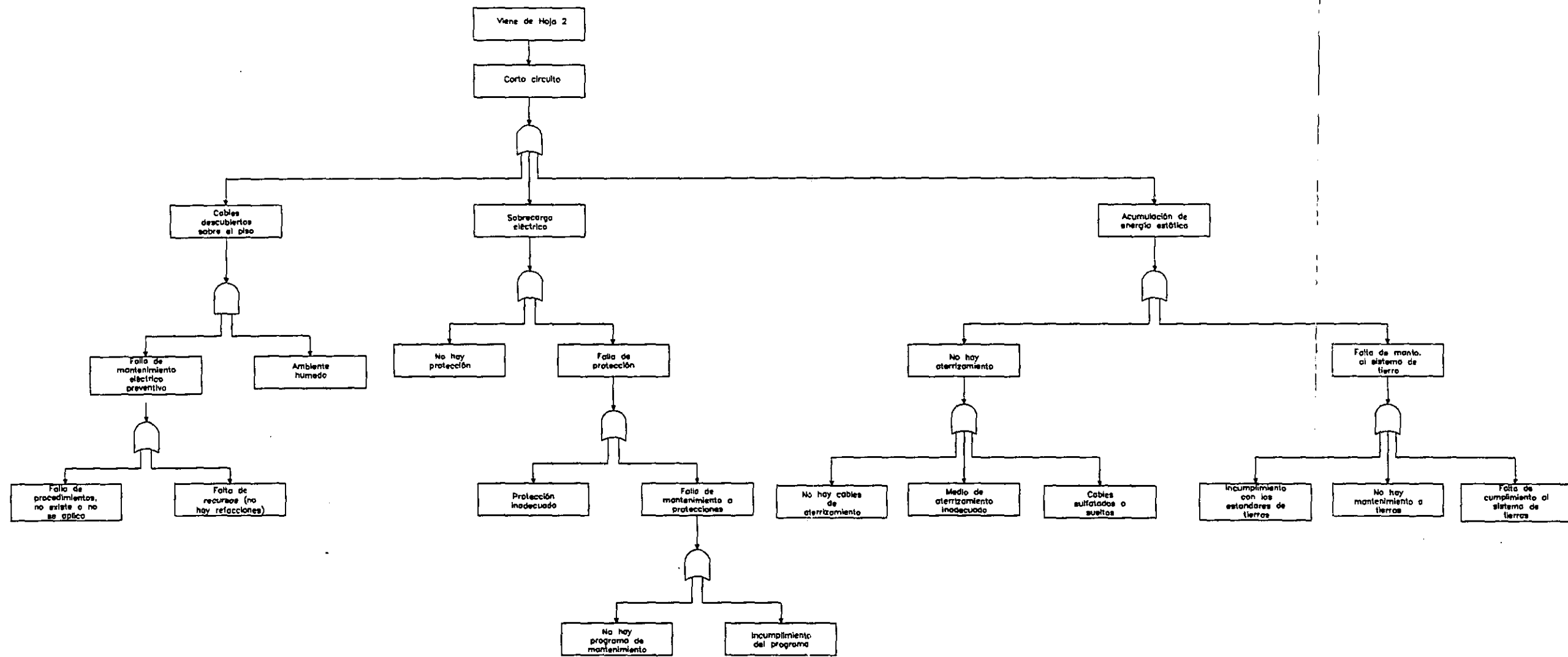


Fig 3.7

DIBUJO	EGR	<i>[Signature]</i>	UNAM F.Q. UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212 "ANALISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS HIDROS-1 DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO" TULA DE ALLENDE, HIDALGO PEMEX REFINACION ANALISIS DE ARBOL DE FALLOS INCENDIO DE LA BOMBA GA-404 SECTOR 3 REFINERIA MIGUEL HIDALGO TULA DE ALLENDE HIDALGO	PEMEX REFINACION ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS INCENDIO DE LA BOMBA GA-404 SECTOR 3 REFINERIA MIGUEL HIDALGO TULA DE ALLENDE HIDALGO	
SUPERVISO	RGP	<i>[Signature]</i>			
REVISO	MJCG	<i>[Signature]</i>			
CONV. UNAM-PEMEX FQ-3171					CAP. UNIDAD HIDROS-1: 36.600 BPD
SECCION/AREA: U400					HOJA 3

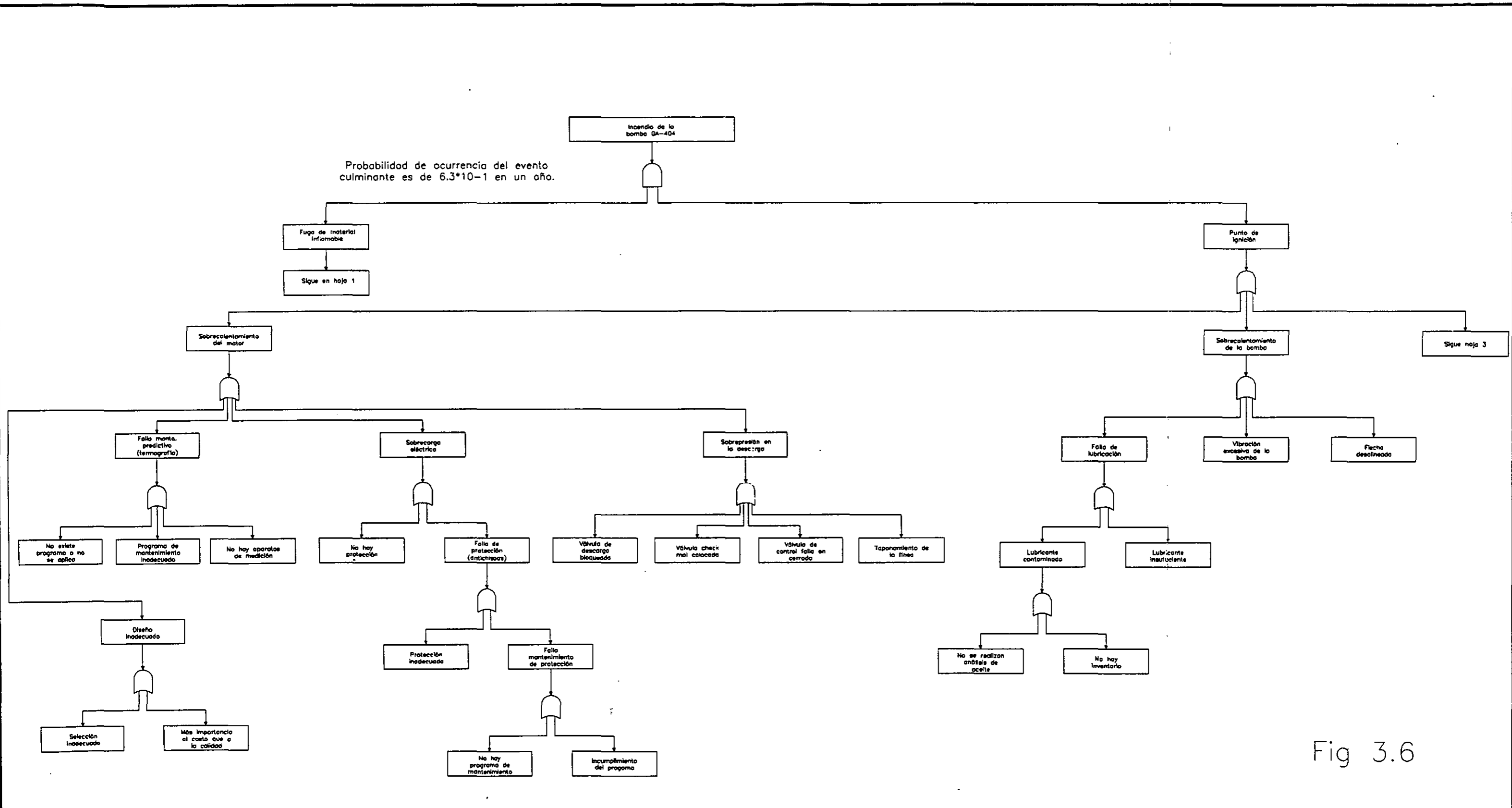



Fig 3.6

DIBUJO		UNAM F.Q. UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	 PEMEX REFINACION	PEMEX REFINACION	
EGR	<i>[Signature]</i>			"ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS HIDROS-1 DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO" TULA DE ALLENDE, HIDALGO CONV. UNAM-PEMEX FQ-3171 CAP. UNIDAD HIDROS-1: 36,600 BPD SECCION/AREA: U400 HOJA 2	
SUPERVISO					
RGP	<i>[Signature]</i>				
REVISO					
MJCG	<i>[Signature]</i>				

Probabilidad de ocurrencia del evento culminante es de $6.3 \cdot 10^{-1}$ en un año.

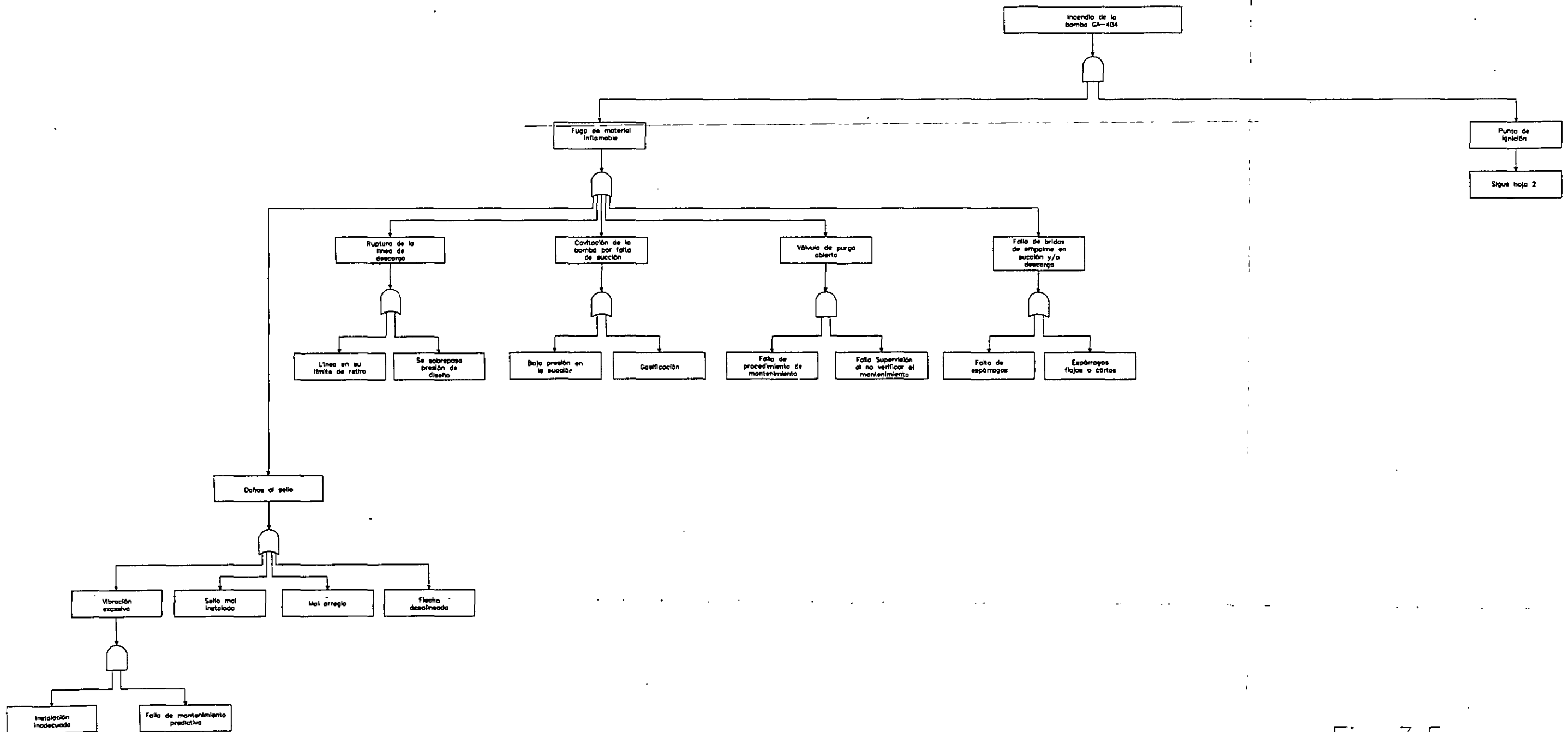
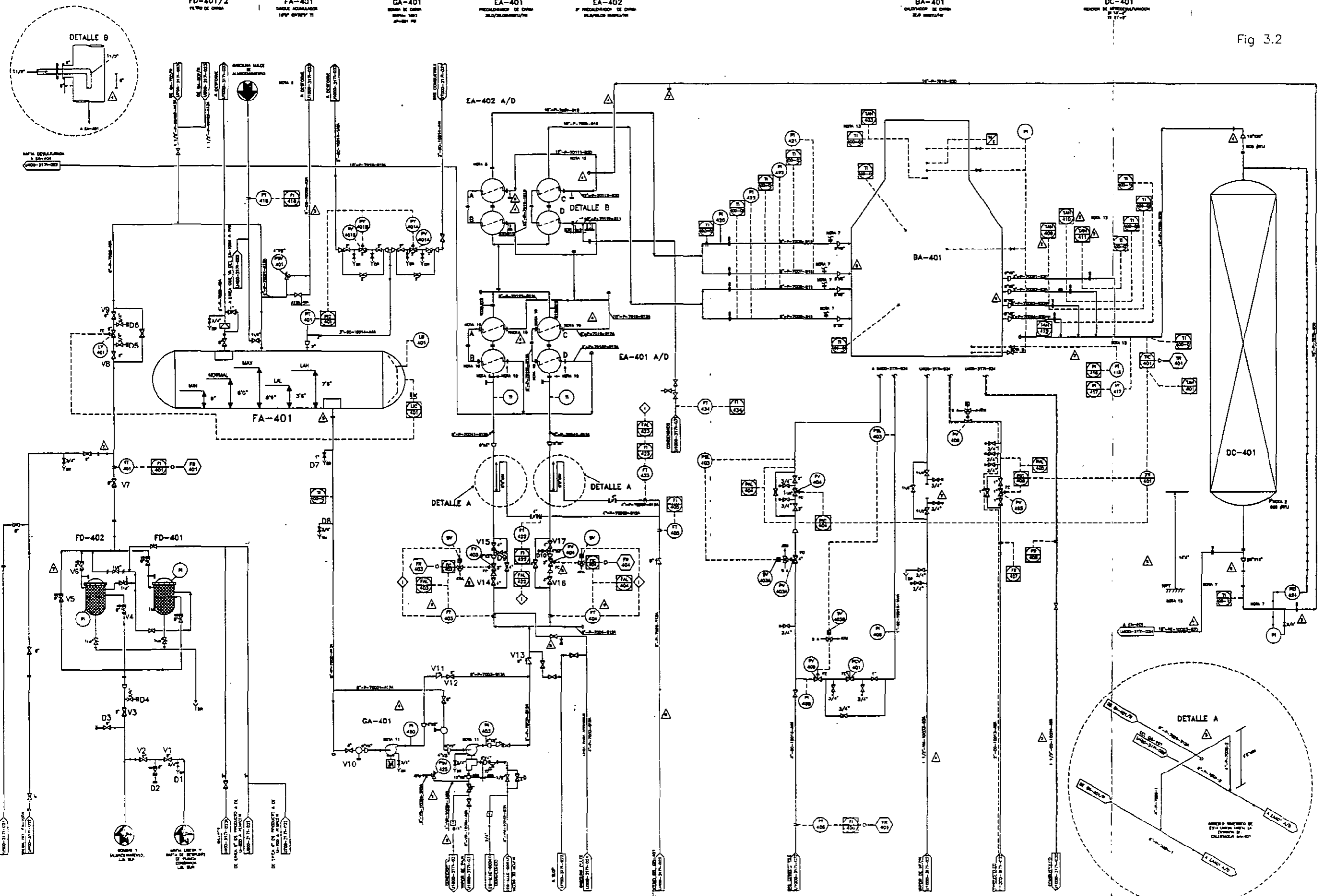


Fig 3.5

DIBUJO		UNAM F.Q. UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212			PEMEX REFINACION	
EGR	<i>[Signature]</i>				ANÁLISIS DEL ÁRBOL DE FALLOS	
SUPERVISOR					INCENDIO DE LA BOMBA GA-404	
RGP	<i>[Signature]</i>				SECTOR 3	
REVISOR		TULA DE ALLENDE, HIDALGO		REFINERIA MIGUEL HIDALGO TULA DE ALLENDE HIDALGO		
MJCG	<i>[Signature]</i>	CONV. UNAM-PEMEX FQ-3171	CAP. UNIDAD HIDROS-I: 36,600 BPD	SECCION/AREA: U400	DIAG. 1 DE 1	HOJA 1

Fig 3.2



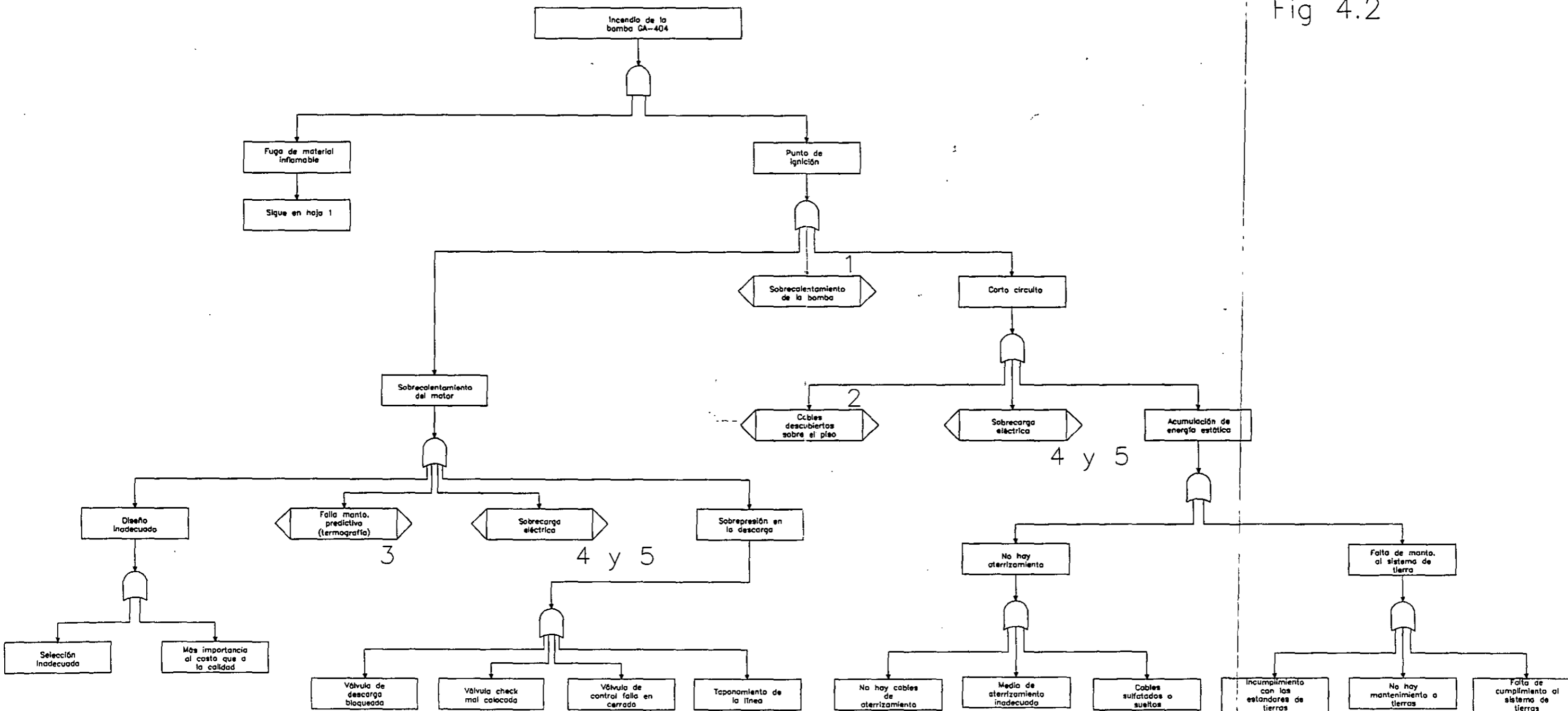
- NOTAS**
- 1.- PARA SERVICIO GENERAL Y DETALLE DE REVISIONES Y CAMBIOS DE INSTRUMENTOS VER TABLA 317-02.
 - 2.- SOLICITA PARA SERVICIO GENERAL Y CAMBIOS DE INSTRUMENTOS VER TABLA 317-02.
 - 3.- REVISION Y CAMBIOS DE INSTRUMENTOS VER TABLA 317-02.
 - 4.- NO SOLICITA CAMBIOS Y REVISIONES EN EL CASO DE REVISIONES DE INSTRUMENTOS VER TABLA 317-02.
 - 5.- VERIFICAR EL NIVEL DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 6.- VERIFICAR EL NIVEL DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 7.- CONTROLAR EL NIVEL DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 8.- TENER EN CUENTA LOS NIVELES DE ALARMA EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 9.- VERIFICAR LOS NIVELES DE ALARMA EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 10.- SERVICIO GENERAL VER TABLA 317-02.
 - 11.- SERVICIO GENERAL VER TABLA 317-02.
 - 12.- SERVICIO GENERAL VER TABLA 317-02.
 - 13.- VERIFICAR EL NIVEL DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 14.- EL CONTROL DE LOS NIVELES DE ALARMA EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 15.- SERVICIO GENERAL VER TABLA 317-02.
- LISTA DE CAMBIOS REV. A**
- 1.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 2.- CAMBIO DE CONTROL DE LOS NIVELES DE ALARMA EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 3.- SE CAMBIO LAS PIPES Y LOS VAL.
 - 4.- SE ADESIONAN LAS LINEAS DE SERVICIO.
- LISTA DE CAMBIOS REV. B**
- 1.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 2.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 3.- CAMBIO DE CONTROL DE LOS NIVELES DE ALARMA EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE MATERIA.
 - 4.- SE CAMBIO LAS PIPES.
- LISTA DE CAMBIOS REV. C**
- 1.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 2.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 3.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 4.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 5.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 6.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 7.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 8.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 9.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 10.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 11.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 12.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 13.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 14.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 15.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 16.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 17.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 18.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 19.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 20.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 21.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 22.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 23.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 24.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 25.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 26.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 27.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 28.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 29.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 30.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 31.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 32.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 33.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 34.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 35.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 36.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 37.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 38.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 39.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 40.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 41.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 42.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 43.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 44.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 45.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 46.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 47.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 48.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 49.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 50.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 51.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 52.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 53.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 54.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 55.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 56.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 57.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 58.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 59.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 60.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 61.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 62.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 63.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 64.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 65.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 66.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 67.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 68.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 69.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 70.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 71.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 72.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 73.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 74.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 75.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 76.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 77.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 78.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 79.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 80.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 81.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 82.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 83.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 84.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 85.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 86.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 87.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 88.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 89.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 90.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 91.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 92.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 93.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 94.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 95.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 96.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 97.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 98.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 99.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 100.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
- LISTA DE CAMBIOS REV. D**
- 1.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 2.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 3.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 4.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 5.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 6.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 7.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 8.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 9.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 10.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 11.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 12.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 13.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 14.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 15.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 16.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 17.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 18.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 19.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 20.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 21.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 22.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 23.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 24.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 25.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 26.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 27.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 28.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 29.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 30.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 31.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 32.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 33.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 34.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 35.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 36.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 37.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 38.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 39.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 40.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 41.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 42.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 43.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 44.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 45.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 46.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 47.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 48.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 49.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 50.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 51.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 52.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 53.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 54.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 55.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 56.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 57.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 58.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 59.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 60.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 61.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 62.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 63.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 64.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 65.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 66.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 67.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 68.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 69.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 70.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 71.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 72.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 73.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 74.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 75.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 76.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 77.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 78.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 79.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 80.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 81.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 82.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 83.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 84.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 85.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 86.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 87.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 88.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 89.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 90.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 91.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 92.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 93.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 94.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 95.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 96.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 97.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 98.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 99.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.
 - 100.- SE CAMBIO LAS LINEAS DE SERVICIO.

NÚM.	DIBUJOS DE REFERENCIA	REV.	DESCRIPCION	FECHA	ELABORADO	REVISADO	APROBADO
U1000-317-01	DISTRIBUCION DE SERVICIOS	1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	23-AO-11	J. G.	J. G.	J. G.
U1000-317-02	DISTRIBUCION DE AGUA DE ENFRIAMIENTO Y RECIRCULACION	1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	23-AO-11	J. G.	J. G.	J. G.
U1000-317-03	DISTRIBUCION DE VAPOR Y CONDENSADOS	1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	23-AO-11	J. G.	J. G.	J. G.
U1000-317-04	DISTRIBUCION DE GAS COMBUSTIBLE Y GAS AMARRADO	1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	23-AO-11	J. G.	J. G.	J. G.
U1000-317-05	UNIDAD HIDRODEALIFRACION DE DESTILADOS INTERMEDIOS SECCION DE FRACCIONAMIENTO	1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	23-AO-11	J. G.	J. G.	J. G.
U1000-317-06	UNIDAD HIDRODEALIFRACION DE DESTILADOS INTERMEDIOS SECCION DE FRACCIONAMIENTO	1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	23-AO-11	J. G.	J. G.	J. G.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAZ. 217	PEMEX REFINACION
ANALISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESALIFRACION DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION UNIDAD HIDRODESALIFRACION DE NAFTAS SECCION DE PRECALENTAMIENTO Y REACCION
TULA DE ALLENDE HIDALGO	REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.
CONV. UNAM-PEMEX FD-317-1	OP. UNIDAD HIDROS-1 38.800 BPO
REVISION	REVISION
ELABORADO	ELABORADO
REVISADO	REVISADO
APROBADO	APROBADO
FECHA	FECHA
UNIDAD	UNIDAD
SECCION/AREA: U400	SECCION/AREA: U400
DWG. 1 DE 1	DIAGRAMA U400-317-02
	REV. 7

Probabilidad de ocurrencia del evento culminante es de $6.3 \cdot 10^{-1}$ en un cinco años por lo que en un año es del $1.2 \cdot 10^{-1}$.

Fig 4.2



DIBUJO	EGR	UNAM F.Q. UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212		PEMEX REFINACION ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS (MODIFICADO) INCENDIO DE LA BOMBA GA-404 SECTOR 3 REFINERIA MIGUEL HIDALGO TULA DE ALLENDE HIDALGO	
SUPERVISO	RGP				
REVISO	MJCG				
CONV. UNAM-PEMEX FO-3171 CAP. UNIDAD HIDROS-I: 36,600 BPD SECCION/AREA: U400 DIAG. 1 DE 1					

Probabilidad de ocurrencia del evento culminante es de $6.3 \cdot 10^{-1}$ en un cinco años por lo que en un año es del $1.2 \cdot 10^{-1}$.

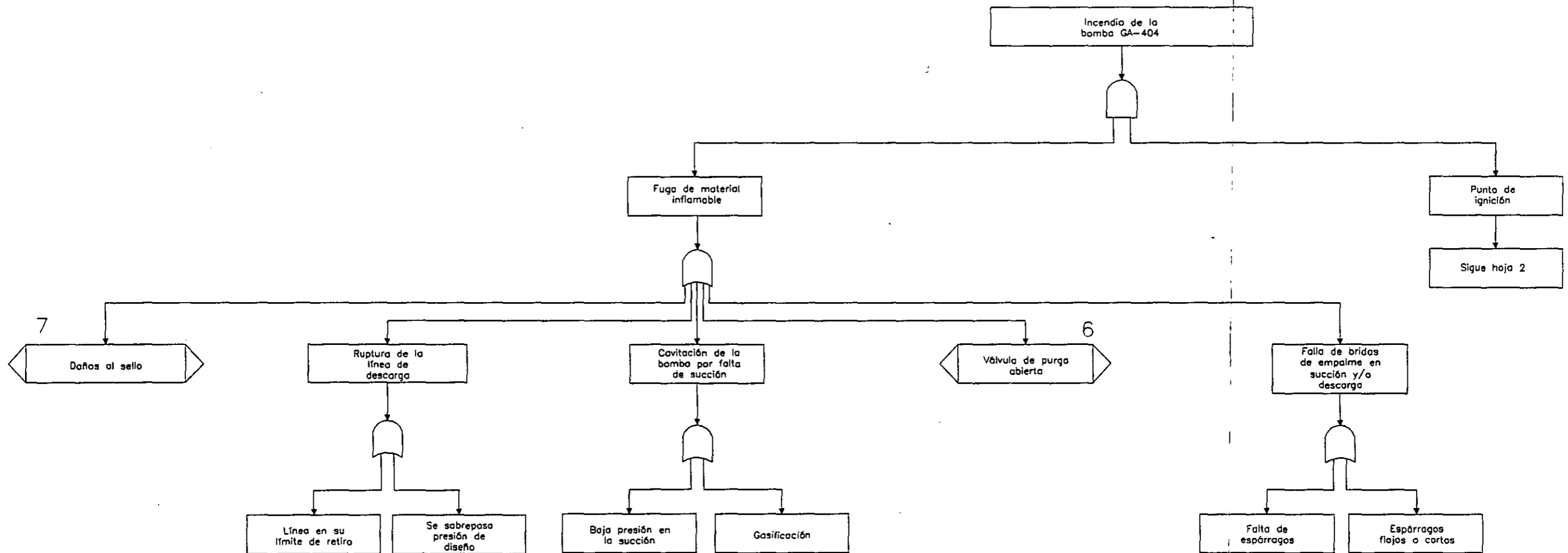



Fig 4.1

DIBUJO		UNAM F.Q.	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212		PEMEX REFINACION				
EGR	<i>[Signature]</i>								
SUPERVISO									
RGP	<i>[Signature]</i>								
REVISO		"ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS HIDROS-1 DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO" TULA DE ALLENDE, HIDALGO			ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS (MODIFICADO) INCENDIO DE LA BOMBA GA-404 SECTOR 3 REFINERIA MIGUEL HIDALGO TULA DE ALLENDE HIDALGO				
MJCG	<i>[Signature]</i>								
CONV. UNAM-PEMEX FQ-3171		CAP. UNIDAD HIDROS-I: 36,600 BPD		SECCION/AREA: U400		DIAG. 1 DE 1		HOJA 1	

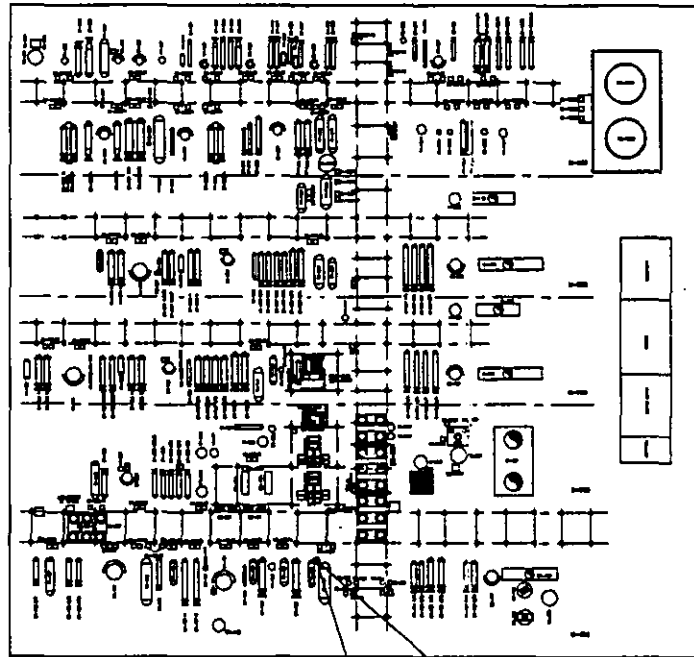
N

Dispersión de nube tóxica de ácido sulfhídrico, a nivel de la descarga (3m de altura).

Catalítica I

Reductora de viscosidad

Planta de azufre



Planta primaria

ZONA "A"

ZONA "B"

ZONA "C"

Tanques de almacenamiento

LISTA DE CAMBIOS REV. Δ

- SE AGREGARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- FD-801/701 FILTROS DE CARGA
- FD-802/702 FILTROS DE CARGA
- QA-803A/703A BOMBA INYECTORA DE CORROSION
- FB-702 TANQUE INYECTOR DE CORROSION
- FD-808 LAVADOR DE GAS COMBUSTIBLE
- EA-807 ENFRIGADOR 1° FRACCIONADOR
- BA-403 CALENTADOR DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
- DC-402 BARRA DE AZUFRE
- EA-408 1/7 CONDENSADOR DE TORRE DESHIDRATADORA
- QA-413/R BOMBA DE REFLUJO DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
- FD-401 FILTRO DE CARGA
- FD-402 FILTRO DE CARGA
- FA-510 GUARDA DE CLORO
- FA-511 SEPARADOR DE HIDROGENO
- FD-801/802 FILTROS DE CARGA
- EA-1007A/B ENFRIGADOR DE AGUA BOMBAS
- FA-1201 ACUMULADOR DE AGUAS AMARRAS
- QA-1007/R BOMBA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
- QA-1201/R BOMBA DE AGUAS AMARRAS
- QA-2204 BOMBA DE DESFOQUE ALTA EQUIPO DEL CCP
- SE CAMBIO LA IDENTIFICACION DE LOS SIGUIENTES EQUIPOS
- ANTES FA-813 AHORA EA-28 (ENFRIGADOR DE ISOPENTANO)
- ANTES FB-501 AHORA FA-512 (TANQUE DE INYECCION DE CONDENSADO)
- ANTES FB-502 AHORA FA-513 (TANQUE DE INYECCION QUIMICA)
- ANTES FA-807 AHORA FA-808 (TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTOS DE REEDIFICACION - TANQUE DE APHICAO)
- SE ELIMINARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- EA-403 SEGUNDO PRECALENTADOR DE CARGA
- EA-408 RESECAVADOR DE TORRE DESHIDRATADORA

ZONA "A" Entre 0-49.6m Zona fatal, muerte inmediata, concentraciones mayores de 1000ppm.

ZONA "B" Entre 49.68-59.13m Zona de evacuación inmediata concentraciones entre 800-1000ppm; zona fatal con una estancia mayor de 30 min.

ZONA "C" De 59.13-74.96m Daños graves a la salud (bronconeumonía) concentraciones mayores a 500ppm, evacuación en 30 min.

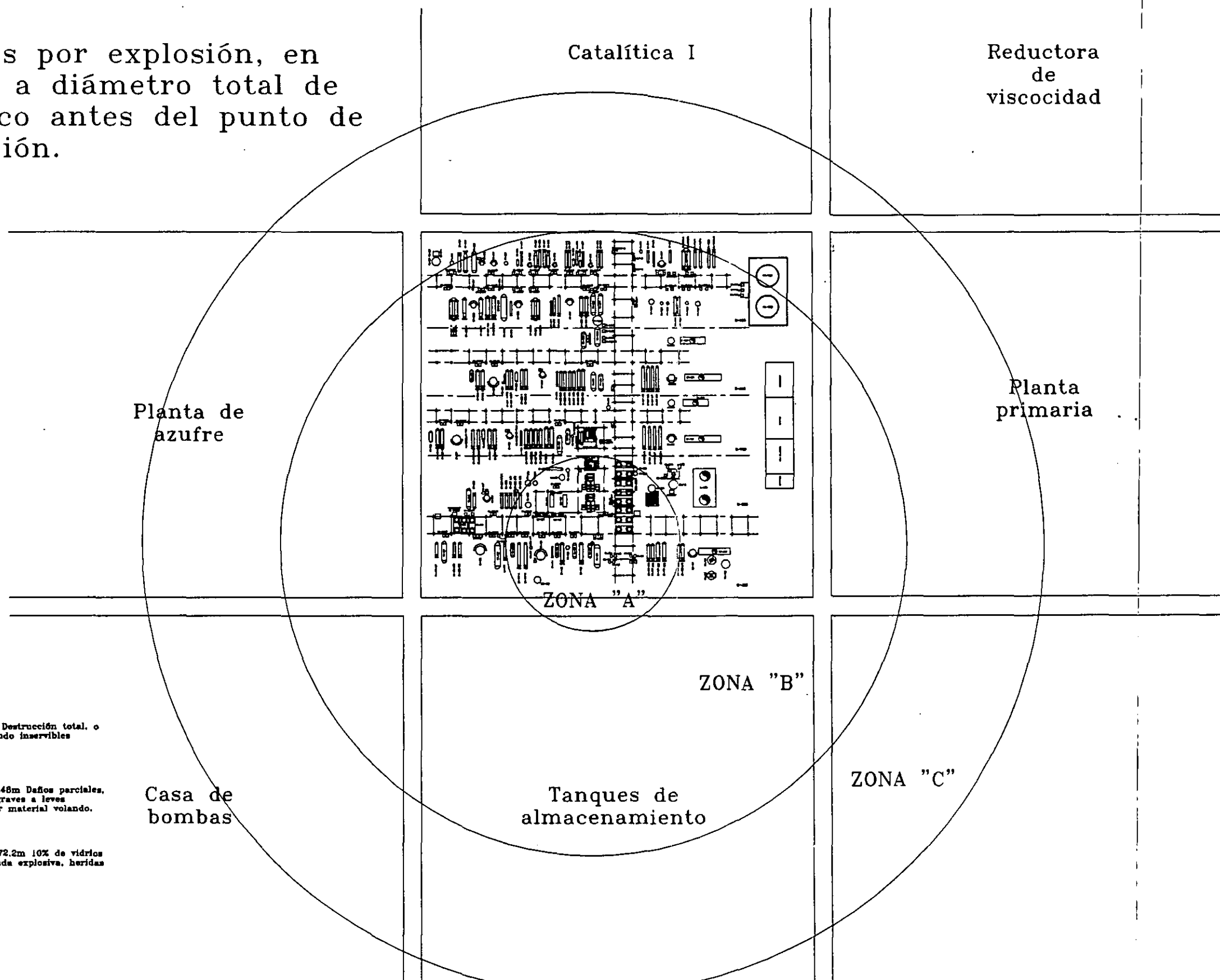
Casa de bombas

Figura 4.5

REV.	DESCRIPCION:	FECHA	REVISO	ELABO	UNAM	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	PEMEX REFINACION
1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	17-SEPT-99			UNAM	FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	PROGRAMA DE EVALUACION GENERAL DE RESULTADOS DE ANALISIS DE CONSECUENCIAS REFORMADORA, HIDRODESULFURADORA, TRATADORAS Y FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUROS
						"ANALISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINARIA MIGUEL HIDALGO"	REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.
						TULA DE ALLENDE HIDALGO	DIAGRAMA No.
						COORD. UNAM-PEMEX FD-317-1 [CAP. UNIDAD HIDROS-1 34,800 BPO SECCION/AREA HIDROS 1	DMR. 1 DE 1

N

Daños por explosión, en base a diámetro total de charco antes del punto de ignición.



- LISTA DE CAMBIOS REV. Δ**
- SE AGREGARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- FD-801/701 FILTROS DE CARGA
 - FD-802/702 FILTROS DE CARGA
 - GA-805A/705A BOMBA PARABOL DE CORROSION
 - FB-702 TANQUE REBORADOR DE CORROSION
 - FD-808 LAMINADOR DE GAS COMBUSTIBLE
 - EA-827 ENFRIADOR 1° FRACCIONADOR
 - EA-403 CALENTADOR DE FONDOS DE LA TORRE DESMEXANZADORA
 - GC-402 GARRA DE AZUFRE
 - EA-408 E/T/ CONDENSADOR DE TORRE DESMEXANZADORA
 - GA-413/R BOMBA DE REFILLO DE FONDOS DE LA TORRE DESMEXANZADORA
 - FD-401 FILTRO DE CARGA
 - FD-402 FILTRO DE CARGA
 - FA-510 GUARDA DE CLORO
 - FA-511 SEPARADOR DE HIDROGENO
 - FD-501/802 FILTROS DE CARGA
 - EA-1007A/B ENFRIADOR DE AGUA BOMBAS
 - FA-1201 ACUMULADOR DE AGUA AMARGA
 - GA-1007/R BOMBA DE AGUA DE DAFRANMENTO
 - GA-1201/R BOMBA DE AGUA AMARGA
 - GA-2204 BOMBA DE DESFOQUE ALTA EQUIPO DEL COP
- SE CAMBIO LA IDENTIFICACION DE LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- ANTES FA-513 AHORA EA-28 (ENFRIADOR DE ESPERANTINO)
 - ANTES FB-501 AHORA FA-512 (TANQUE DE INYECCION DE CONDENSADO)
 - ANTES FB-502 AHORA FA-513 (TANQUE DE INYECCION QUIMICA)
 - ANTES FA-507 AHORA FA-508 (TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTOS DE REGENERACION - TANQUE DE APAGADO)
- SE ELIMINARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- EA-403 SEGUNDO PRECALENTADOR DE CARGA
 - EA-408 REMOVIDOR DE TORRE DESMEXANZADORA

- ZONA "A"** De 0-33.5m Destrucción total, o parcial dejando inservibles equipos.
- ZONA "B"** De 33.5-119.48m Daños parciales, heridas de graves a leves causadas por material volando.
- ZONA "C"** De 119.48-172.2m 10% de vidrios rotos por onda explosiva, heridas leves.

Planta de azufre

Casa de bombas

Catalítica I

Reductora de viscosidad

Planta primaria

ZONA "A"

ZONA "B"

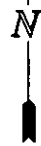
ZONA "C"

Tanques de almacenamiento

Figura 4.4

REV.	DESCRIPCION	FECHA	REVISOR	DISEÑO	APROBADO
1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	17-SEPT-99			

UNAM	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	PEMEX REFINACION
ANALISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINARIA MIGUEL HIDALGO		DIGRAMA DE LOCALIZACION GENERAL DE RESULTADOS DE ANALISIS DE CORROSION
TULA DE ALLENDE HIDALGO		REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.
CONV. UNAM-PEMEX FD-317-1	CAP. UNIDAD HIDROS-1 36,800 BPO	SECCION/AREA HIDROS 1
		DIAG. 1 DE 1
		DIAGRAMA No.
		REV. 1

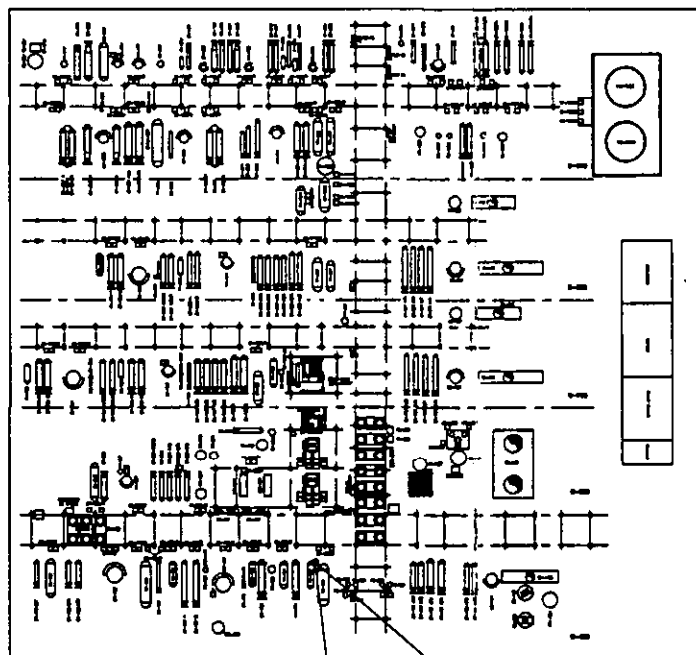


Dispersión de nube tóxica de ácido sulfhídrico, a nivel de suelo.

Catalítica I

Reductora de viscosidad

Planta de azufre



Planta primaria

ZONA "B"

ZONA "A"

Tanques de almacenamiento

Casa de bombas

LISTA DE CAMBIOS REV. Δ

- SE AGREGARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- FD-801/701 FILTROS DE CARGA
 - FD-802/702 FILTROS DE CARGA
 - GA-802A/702A BOMBA BARRIDOR DE CORROSION
 - FB-702 TANQUE INHIBIDOR DE CORROSION
 - FD-808 LAMBOUR DE GAS COMBUSTIBLE
 - EA-627 ENFRACOR 1° FRACCIONADOR
 - BA-453 CALENTADOR DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
 - OC-402 GARDA DE AZUFRE
 - EA-408 E/Y CONDENSADOR DE TORRE DESHIDRATADORA
 - GA-413/R BOMBA DE REFLUJO DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
 - FD-401 FILTRO DE CARGA
 - FD-402 FILTRO DE CARGA
 - FA-510 GUARDIA DE CLORO
 - FA-511 SEPARADOR DE HIDROGENO
 - FD-801/802 FILTROS DE CARGA
 - EA-1007A/B ENFRACOR DE AGUA BOMBAS
 - FA-1201 ACUMULADOR DE AGUAS AMARGAS
 - GA-1007/R BOMBA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
 - GA-1201/R BOMBA DE AGUAS AMARGAS
 - GA-E204 BOMBA DE DESFOBLE ALTA EQUIPO DEL CCR
- SE CAMBIO LA IDENTIFICACION DE LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- ANTES FA-515 AHORA EA-28 (ENFRACOR DE ISOPENTANO)
 - ANTES FB-301 AHORA FA-512 (TANQUE DE INYECCION DE CONDENSADO)
 - ANTES FB-502 AHORA FA-513 (TANQUE DE INYECCION QUIMICA)
 - ANTES FA-807 AHORA FA-808 (TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTOS DE REGENERACION - TANQUE DE ARAGADO)
- SE ELIMINARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- EA-403 SEGUNDO PRECALENTADOR DE CARGA
 - EA-408 RESEVADOR DE TORRE DESHIDRATADORA

ZONA "A" Entre 43.28-74.98m Daños graves a la salud (entre 500 y 550ppm), pero sin ser fatales, posibilidad de evacuar, en contra de la dirección del viento.

ZONA "B" De 0-43.28m Daños leves a la salud, evacuación en contra de la dirección del viento.

Figura 4.6

REV.	DESCRIPCION:	FECHA	REVISO	PROY.	DISEÑO	UNAM	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 12	PEMEX REFINACION
							"ANALISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDROSULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINARIA MIGUEL HIDALGO"	DIAGRAMA DE RESULTADOS DE ANALISIS DE CONSECUENCIAS REFORMADORA, HIDROSULFURADORA, TRAZADORAS Y FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUROS SECTOR 3 REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.
	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	17-SEPT-98					TULA DE ALLENDE HIDALGO	REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.
							CONV. UNAM-PEMEX FO-317-1 CAP. UNIDAD HIDROS-1 36,800 BPD SECCION/AREA HIDROS 1	DIAG. 1 DE 1. DIAGRAMA No. PP-3172-01

3.2.2.2 Actas y diagramas del análisis del circuito de fraccionamiento.

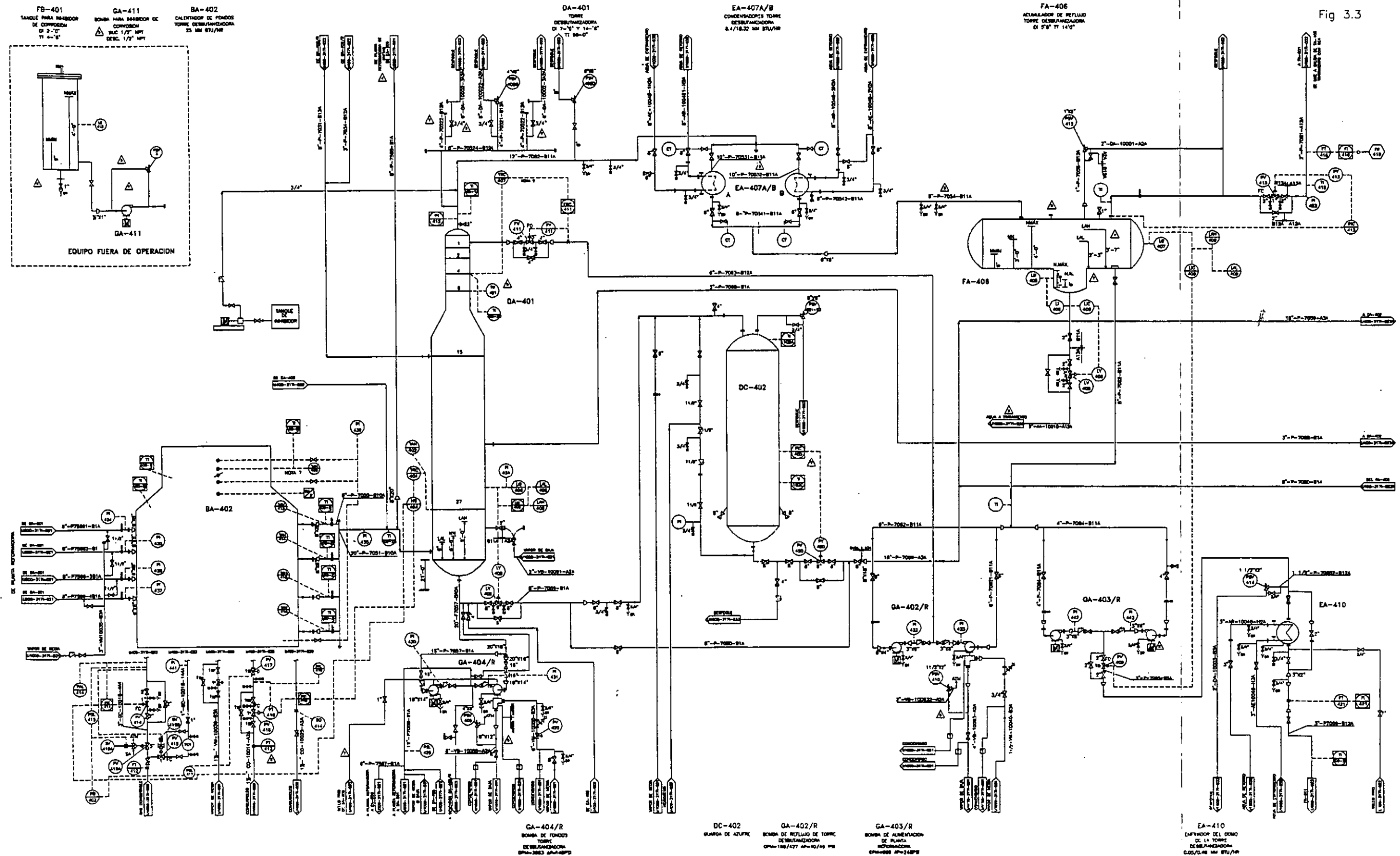


Fig 3.3

NOTAS:

- 1.- PARA NOTAS GENERALES, DIBUJOS DE REFERENCIA COMO DE TUBERIA Y SIMBOLOS DE INSTRUMENTACION VER DIBUJO 317-001.
- 2.- VALLAS DEL MEDIDOR DE TIPO DEL DA-401 AJUSTARLAS EN SU TIPO.
- 3.- DRENE Y VERTEDOS QUE NO ESTEN ESPECIFICADOS SERAN DE 3/4".
- 4.- BRIDA 1800PSI.
- 5.- BRIDA DE 3000PSI.
- 6.- LOS TIEMPOS DE T-1001-20 Y T-1001-21 TENDRAN BRIDAS 3000-PSI.
- 7.- VALLA DE TRES VAS DOS POSOS.
- 8.- EL CONTROL DE REFLUJO A DA-401 SE EFECTUA POR MEDIO DEL FIC-411 Y EN OPERACION NORMAL SE CANCELA T-1001-21.
- 9.- LA LISTA DE CAMBIOS DE LOS REVISIONES ANTERIORES A LA OCHO NO SE MUESTRAN EN EL PLANO DE REFERENCIA.
- 11.- DISEÑO ORIGINAL IMP.

LISTA DE CAMBIOS REV. Δ

- 1.- SE AGREGO NOTA B.
- 2.- SE AGREGARON REDUCCIONES EN TUBERIA.
- 3.- SE CAMBIO EL DIAMETRO DE LAS LINEAS P-7005 A P-7006-1 Y P-7006-2.
- 4.- SE AGREGARON LAS LINEAS P-7008 Y P-7009-1 Y 2.
- 5.- SE MODIFICO EL AREA DE LAS P-402 A, B Y C; P-410-A, B, C Y D.
- 6.- SE MODIFICO EL AREA DE EL FB-401.
- 7.- SE AGREGO P-402, P-403, P-404, T-400, P-1005 A P-1006.
- 8.- SE EFECTUO CAMBIO EN LA LINEA P-1005 A P-1006.

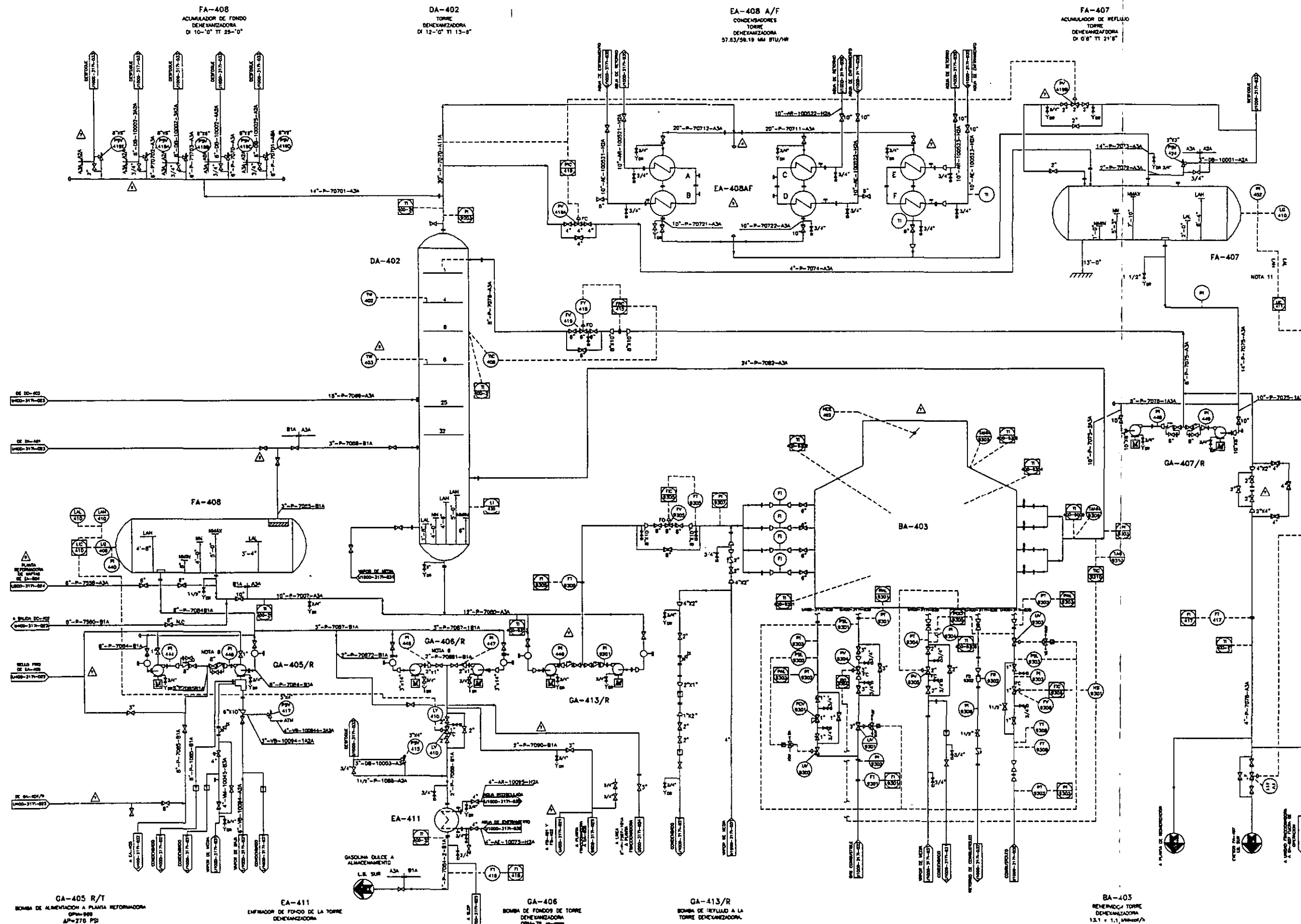
LISTA DE CAMBIOS REV. Δ

- 1.- SE AGREGO NOTA B.
- 2.- SE AGREGO T-1001-21.
- 3.- SE CAMBIO LA LOCALIZACION DE INSTRUMENTOS T-1001-21 AL FONDO DE LA TORRE DA-401.

LISTA DE CAMBIOS REV. Δ

- 1.- SE QUITARON LAS LINEAS DE ALIMENTACION Y SALIDA DEL HORNADOR DE CORROSION FB-401 YA QUE SE ENCUENTRA FUERA DE OPERACION.
- 2.- SE QUITO LA SOLENOIDE DE LA P-417.
- 3.- SE AGREGO LA GUARDA DE AZUFRE DC-402.
- 4.- SE ELIMINO NOTA B.
- 5.- SE COLOCARON LOS ARECIBOS NECESARIOS PARA TENER SIMETRIA DEL PRODUCTO Y AGUA DE ENFRIAMIENTO DEL EA-407.
- 6.- SE ELIMINARON LAS P-402, 403, 404, 405 Y 406 DEL PLANO DE REFERENCIA Y SE AGREGO LA P-407.
- 7.- SE AGREGO BIELLO FINO A BA-404/R.
- 8.- SE MODIFICO FORMA DEL FA-406.
- 9.- SE AGREGO P-1001-21.
- 10.- SE AGREGARON T-1001-21 Y T-1002.
- 11.- SE CLARIFICO EL CONTROL A LA VALLA 402.
- 12.- SE AGREGO LA NOTA 11.

NUM.	DIBUJOS DE REFERENCIA	REV.	DESCRIPCION	FECHA	REVISOR	ELABORADO
U1000-317-001	DISTRIBUCION DE SERVIDORES	1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE PROYECTO	15-06-99		
U1000-317-002	DISTRIBUCION DE AGUA DE ENFRIAMIENTO Y REFRIGERACION	1	VER LISTA DE CAMBIOS	24-04-99		
U1000-317-003	DISTRIBUCION DE VAPOR DE AGUA CALIENTE Y CONDENSADO	1	VER LISTA DE CAMBIOS			
U1000-317-004	DISTRIBUCION DE GAS COMBUSTIBLE, COMBUSTIBLE Y GAS REFIN.	1	VER LISTA DE CAMBIOS			
U1000-317-005	UNIDAD REFERENCIAL DE INSTRUMENTACION	1	AGREGADO PARA CONSTRUCCION			
U1000-317-006		2	PARA ABRANCAR			



- NOTAS:**
- 1.- PARA NOTAS GENERALES, DIBUJOS DE REFERENCIA CODIGO DE TUBERIA Y SIMBOLOS DE INSTRUMENTACION VER DIBUJO 3171-001.
 - 2.- VALVULAS DEL MEDIDOR DE TIPO DEL BA-402 AJUSTARLAS EN MANERAL.
 - 3.- DRENAS Y VENTOS QUE NO ESTEN ESPECIFICADOS SERAN DE 3/4".
 - 4.- BRIDA 150#RF.
 - 5.- BRIDAS DE 300#RF.
 - 6.- LOS TERMOPROTECTOS DE 1400-20 Y TAMAÑO LLEVAN BRIDAS 300#-RF.
 - 7.- VALVULA DE TRES VAS DOS PASOS.
 - 8.- EL CONTROL DE REFLUJO DA-401 SE EFECTUA POR MEDIO DEL FRC-411 Y EN OPERACION NORMAL SE DANCELA FRC-404.
 - 10.- LA LISTA DE CAMBIOS DE LAS REVISIONES ANTERIORES A LA CINCO NO SE MUESTRAN EN EL PLANO DE REFERENCIA.
 - 11.- INSTRUMENTACION EN CAMPO, SIN CONTROLAR, SOLO COMO INDICADOR.
 - 12.- DISEÑO ORIGINAL IMP.

- LISTA DE CAMBIOS REV. Δ**
- 1.- SE AGREGO NOTA 8.
 - 2.- SE AGREGARON REDUCCIONES EN GENERAL.
 - 3.- SE CAMBIO EL DIAMETRO DE LAS LINEAS P-7065, P-7063-1, Y P-7068.
 - 4.- SE AGREGARON LAS LINEAS P-7050 Y P-7068-1 Y 2.
 - 5.- SE MODIFICO EL ARREGLO DE LAS PNV-408 A, B Y C. PNV-419-ABC Y D.
 - 6.- SE AGREGO PSE-422, SW-422, P-483, TI-420.
 - 7.- SE EFECTUO CAMBIO EN LA LINEA P-1005 A P-7054.

- LISTA DE CAMBIOS REV. Δ**
- 1.- SE AGREGO NOTA 8.
 - 2.- SE AGREGO TI-40033.

- LISTA DE CAMBIOS REV. Δ**
- 1.- SE ELIMINO NOTA 5.
 - 2.- SE ELIMINO EL EA-408 ENTRANDO EN SU LUGAR EL BA-403, CON SUS INSTRUMENTOS DE CONTROL.
 - 3.- SE AGREGARON LOS CONDENSADORES EA-408 E/F.
 - 4.- SE AGREGO LA VALVULA DE CONTROL PNV-419B.
 - 5.- SE AGREGARON LAS BOMBAS DE REFLUJO DE TORRE DESHIDRATADORA GA-413 Y RELIEVO.
 - 6.- SE AGREGO LINEA PARA LINDO DE PETROS DE CARGA FD-401 Y FD-402.
 - 7.- SE AGREGO SELLO FRIO A GA-405/R.
 - 8.- SE AGREGO PNV-419E.
 - 9.- SE ELIMINO VALVULA DE CONTROL DE LA DESHIDRATADORA DE GA-407 A LINDO FRACCIONADORA Y PLANTA DE BROMIZACION.
 - 10.- SE AGREGO NOTA 12.

Fig 3.4

NUM.	DIBUJOS DE REFERENCIA	REV.	DESCRIPCION:	FECHA	REVISO	PROYECTISTA	DISEÑO
U1000-3171-033	DIAGRAMA DE INSTRUMENTACION DE REFINERIAS						
U1000-3171-035	AGUA DE EMPAQUEO Y RECICLADA						
U1000-3171-037	VAPORES DE MEDIA BAJA Y CONDENSADO	7	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE REDES	15-02-78	JDR		SUPERVISOR
U1000-3171-032	GAS COMBUSTIBLE Y COMBUSTIBLE	8	VER LISTA DE CAMBIOS	24-04-78			REP
U500-3171-024	UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS	2-3	VER LISTA DE CAMBIOS				REVISO
U600-3171-024	SECCION DE FRACCIONAMIENTO DESHIDRATADORA Y DESHIDRATADORA	1	APROBADO PARA CONSTRUCCION				REVISO
U600-3171-025	PRIMERO Y SEGUNDO FRACCIONADOR	0	PARA APROBACION				REVISO

UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

ANÁLISIS DE REDES EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINARIA MIGUEL HIDALGO

TULA DE ALLENDE HIDALGO

PEMEX REFINACION

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS SECCION DE FRACCIONAMIENTO

REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.

CONV. UNAM-PEMEX PD-317-1 C.M.P. UNIDAD HIDROS-1 36,800 BPD REFINARIA: U400 DNG. 2 DE 2 DIAGRAMA No. U400-3171-025 A REV. 7

Circuito de Fraccionamiento

Nodo. De la torre DA-401 a la torre DA-402



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 16 de Agosto de 2000

Nodo: De DA-401 a la DA-402

Diagramas: DTI U400-3171-023 y 023A

Producto:

Desviación: Mas Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alto nivel en el fondo de la DA-401.	1. Daño en el equipo. 2. Baja separación en el domo. 3. Riesgo de mandar hidrocarburos al desfogue. 4. Nivel alto en la DA-402.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. LV-408. 2. Alarmas por alto nivel. 3. PI-412. 4. TI-400-18. 5. LI-430.	1. Continuar con el mantenimiento a las válvulas de control y a la instrumentación.	8
2. Falla la LV-408 en posición de abierto.	1. Idem a causa 1	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Mantenimiento preventivo a instrumentación. 2. Directo y bloqueos de la válvula automática. 3. LI-430.	1. Continuar con el programa de simulacros operacionales.	B
3. Falla de la bomba GA-404.	1. Alto nivel en el DA401. 2. Idem a la causa 1.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Se tiene bomba de relevo GA-404R.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo. 2. Adquirir refaccionamiento original. 3. Cumplir cabalmente con el programa institucional de reparaciones.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento Fecha: 16 de Agosto de 2000

Nodo: De DA-401 a la DA402

Diagramas: DTI U400-317I-023 y 023A

Producto:

Desviación: Menos flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Bajo nivel de DA401.	1. Baja carga a la reformadora.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Indicación y alarma por bajo nivel en DA-401 y DA-402. 2. Procedimientos de emergencia.	1. Aplicación de simulacros operacionales. 2. Actualización del personal con respecto a los procedimientos de operación y de emergencia.	B
2. La línea que viene del EA-405 esté alineada.	1. Contaminación en la torre DA-401.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Procedimiento de paro y arranque	1. Desmantelamiento de la línea.	B
3. Descalibración de la válvula LV-408.	1. Idem a no flujo	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Idem a no flujo.	1. Idem a no flujo	B
4. Alineamiento de las válvulas de la línea igualadora de presión al tanque FA-408.(fondos)	1. Sobrepresión del FA-408. 2. Sobrepresion del DA-402.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Idem a causa 2 de menos flujo.	1. Continuar con cumplimiento con procedimientos operacionales.	B
5. Alineamiento de válvulas a FA-408 (domos)	1. Sobrellenado del FA-408. 2. Bajo nivel en DA-402.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Idem a 4	1. Idem a 4	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 16 Agosto 2000

Nodo: De DA-401 a la DA-402

Diagramas: DTI U400-3171-023 y 023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. LV-408 falla en posición de cerrado.	1. Sube el nivel de la torre (sobrellenado) 2. Ruptura de platos. 3. Alto nivel en el tanque FA-406. 4. Baja nivel DA-402. 5. Daño en los serpentines del calentador BA-501.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Programa de mantenimiento preventivo. 2. Directo de la LV-408.	1. Contar con refacciones originales y nuevas para válvulas de control.	B
2. Cualquier válvula de bloqueo cerrada.	1. Idem a causa 1 de esta desviación.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Procedimiento operacional. 2. Alarmas de bajo nivel en DA-402. 3. Alarmas de alto nivel en DA-401.	1. Contar con refacciones originales y nuevas para válvulas de bloqueo. 2. Dar mantenimiento correctivo y o preventivo adecuado o cambio de válvula.	B

Circuito de fraccionamiento.

Nodo. Torre deshexanizadora.



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Area de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 16 de agosto de 2000

- Nodo: Torre Dehexanisadora DA-402

Diagramas: DTI U400-3171-023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: Alta Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Calentamiento excesivo en el BA-403.	1. Daño en la torre DA-402. 2. Fugas y derrames.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. TIC-931 0. 2. PIC-419 3. PI-9203 . 4. PK-9304. 5. TK-408. 6. PSV-424. 7. PSVs-419 AE.	1. Aplicar al 100% el mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Refaccionamiento adecuado a equipos e instrumentos.	B
2. Bajo reflujo en el domo.	1. Idem a la causa 1.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. LIC-401. 2.FIC-41 5. 3. TK-408. 4. PIC-419. 5.PSVs-9203 y 419 AE 6.PSVs 424	1. Idem a la causa 1.	B
3. Cerradas todas las válvulas de bloqueo de alimentación a los EA-408 AF.	1. Daño a la bomba GA-407. 2. Producto a desfogue. 3. Colapso del tanque FA 407.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. PIC-41 9. 2. LIC-411. 3. PSVs 419 AE 4. TI-426. 5. PI-9203.	1. Seguir al pie de la letra el procedimiento de paro y arranque. 2. Capacitación al personal de mantenimiento y operación. 3. Comunicación de los riesgos, causas y consecuencias, involucrando a todo el personal de mantenimiento y operación de la	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 16 de agosto de 2000

Nodo: Torre Dehexanisadora DA-402

Diagramas: DTI U400-31 71-023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: Alta Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Falla de la bomba GA-407.	1. Daño en la torre DA-402. 2. Sobre presión del FA-407. 3. Producto a desfogue.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Se tiene la bomba GA-407R. 2. LIC-41 1. 3. PIC-419. 4. PSVs419AE y 424. 5. Mantenimiento preventivo y predictivo.	1. Mantenimiento a decuado a equipo rotatorio con las refacciones originales y adecuadas. 2. Capacitación al personal de mantenimiento y operación.	B
5.-Alta presión por falla del PIC-419 en cualquier válvula del rango dividido PV-419 A y B.	1. Daños al FA-407 y EA-408 AE. 2. Fugas en equipos FA-407 y EA-408 AE. 3. Producto a desfogue.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PIC-419. 2. PSVs-424 y 419 AE.	1. Idem a la causa 4.	B
6. Falla de la FV-415 en posición de cerrado.	1. Sobrellenado en el FA-407. 2. Alto flujo en I.B. 3. Producto a desfogue. 4. Alta temperatura en la torre DA-402.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Directo en la FV-415. 2. Mantenimiento preventivo. 3. PSVs 419 AE y 424. 4. LIC-41 1. 5. PI-9203.	1. Idem a la causa 4	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 16 de agosto de 2000

Nodo: Torre Dehexanisadora DA-402

Diagramas: DTI U400-3171-023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: Alta Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
7. Falla la FV-41 I en posición de abierto.	1. Bajo nivel en el FA-407. 2. Alta temperatura en la torre DA-402.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Mantenimiento preventivo. 2. PSVs 419 AE y 424. 3. LIC-411. 4. PI-9203.	1. Idem a la causa 4	B
8. Falla del sistema de agua de enfriamiento a los EA408 AF.	1. Sobre presión en el domo de la torre DA-402 y en el FA-407. 2. Producto a desfogue. 3. Fugas y derrames de hidrocarburo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Interacción con la CFE. 2. Respaldo de alimentadores a equipo de enfriamiento. 3. Mantenimiento preventivo a la tubería de enfriamiento. 4. Equipo de relevo de enfriamiento.	1. Continuar con el programa de mantenimiento. 2. Continuar con el programa de simulacros operacionales y planes de emergencia.	B
9. Bajo nivel en el tanque acumulador de reflujo FA-407.	1. Cavitación en/y daño a la bomba. 2. Bajo reflujo en la torre DA-402.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. LIC-411. 2. Alarmas por bajo nivel en el FA-407. 3. Idem a alta presión en DA-402 y FA-407.	1. Idem a causa 4	B
10. Bajo nivel en el fondo de la torre DA-402.	1. Daño a la torre DA-402. 2. Daño a las bombas GA-405 y 406.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. LI-430. 2. Alarmas por bajo nivel en el fondo de la torre DA-402	1. Idem a la causa 4. 2. Inspección preventiva de fluxería en el calentador BA-403.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 16 de agosto de 2000

Nodo: Torre Dehexanisadora DA-402

Diagramas: DTI U400-3171-023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: Alta Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
11. Abiertas las válvulas manuales de la línea igualadora entre las torres DA-401 Y DA-402.	1. Fuga por las bridas. 2. Daño en las bombas de succión. 3. Baja el nivel en la torre DA-402 y sube el nivel en el FA-408. 4. Daño a los internos de la torre.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Procedimientos de operación. 2. PSVs 419 A/D. 3. Procedimientos de calibración de las PSVs 419 A/D.	1. Verificar si las PSVs 419 A/D tienen capacidad de desfogar la presión a 12 Kg./cm ² .	B
12. Flujo excesivo de gas combustible por falla de la válvula PV-9304.	1. Daños mínimos a la torre.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. PIC-419 2. Idem a la causa 11.	1. Asegurar que el mantenimiento preventivo de las PSVs 419 A/D ya la PV-9304 se de adecuadamente.	B
13. Falla de la FV-9305 en posición parcialmente cerrada.	1. Daño de tubos del calentador BA-403. 2. Paro de planta.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Idem a la causa 4.	1. Idem causa 4.	B

Circuito de fraccionamiento.

Nodo. Fondo de torre DA-402 a BA-403 a DA-402 (Sección de recirculación de fondos)



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 23 de agosto de 2000

Nodo: Fondo de la torre DA402-BA403-DA402

Diagramas: DTI U400-3171-00023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: Menos flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Baja eficiencia de la bomba GA-413	1. Daño estructural a los tubos del BA-403. 2. Formación de carbón en los tubos del BA-403.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Disparo por bajo flujo 2. Programas de mantenimiento preventivo a equipos dinámicos.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo.	B
2. Fuga significativa en cualquier punto de la línea.	1. Incendio. 2. Daño a los serpentines del BA-403.	2 (2)	3 (2)	6 (4)	1. Programa de calibración y prueba de líneas. 2. Disparo del BA-403 por alta temperatura. 3. Simulacro de contra- incendio. 4. Procedimientos de operación.	1. Hacer extensivo a todo el personal de producción y mantenimiento el programa de adiestramiento de combate a incendios.	B
3. Flujo preferencial por algún o algunos de los cuatro serpentines.	1. Formación del carbón. 2. Ruptura de serpentines.	2 (2)	3 (3)	6 (6)	1. No hay	1. Habilitar los instrumentos de temperatura a la salida del BA-403 y de flujo a la entrada de cada serpentín.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso: Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 23 de agosto de 2000

Nodo: Fondo de la torre DA402-BA403-DA402

Diagramas: DTI U400-31 71-00023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Torre DA-402 sin nivel, el indicador LI-430 indica nivel.	1. Paro de planta.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. LIC-41 O del FA-408, conectado por la línea de balance con la torre DA-402. 2. I.G de la torre DA-402 y el del FA-408.	1. Mantener en óptimas condiciones los instrumentos.	B
2. La válvula de la succión de la bomba GA-413 este cerrada.	1. Alto nivel en la torre DA-402 y en el FA-408. 2. Daño al calentador BA-403. 3. Daño a la bomba GA-413.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Procedimientos operacionales. 2. Instrumentación de nivel en el fondo de la torre DA-402	1. Continuar con el adiestramiento al personal de la planta. 2. Simulacros operacionales.	B
3. Falla de la bomba GA-413.	1. Idem causa 2	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Bomba de relevo. 2. Mantenimiento preventivo.	1. Optimizar el mantenimiento preventivo utilizando el refaccionamiento adecuado.	B
4. Cualquier válvula de bloqueo entre la bomba GA-413 y el calentador BA-403 esté cerrada.	1. Destrucción del calentador. 2. Daños a la bomba y fuga.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Idem a la causa 2. 2. Disparo del motor de la bomba por sobrecarga.	1. Idem a la causa 2.	B
5. La válvula check este dañada o mal colocada en arranque de planta.	1. Idem causa 4.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Procedimientos de calidad en la adquisición de equipo. 2. Procedimientos del montaje	1. Asegurar la adecuada adquisición y recepción de las válvulas check. 2. Procedimientos de adiestramiento e instalación	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Área de proceso : Circuito de Fraccionamiento

Fecha: 23 de agosto de 2000

Nodo: Fondo de la torre DA402-BA403-DA402

Diagramas: DTI U400-3171-00023A

Producto: Gasolina desulfurada

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
6. La válvula FV-9305 falla en posición de cerrado.	1. Idem causa 4.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Indicadores de flujo en el BA-403. 2. LIC-430 en la torre DA-402 4. Alarmas por muy alta temperatura en el BA-403. 4. Disparo por bajo flujo 9305.	1. Verificar que realmente opera la protección de disparo por bajo flujo.	B
7. Ruptura total en la línea.	1. Derrame e incendio.	1 (1)	3 (3)	3 (3)	1. Procedimientos de operación. matenimiento de SITSI a tuberías.	1. Continuar con el mantenimiento de SITSI. 2. Programa de	C

3.3 Análisis de árbol de fallos.

El análisis de árbol de fallos, es de gran utilidad como se menciona anteriormente para encontrar las causas más elementales que dan como resultado un evento no deseado, teniendo como resultado del análisis un diagrama estructurado de todas los eventos aislados que pueden dar como consecuencia un evento mayor. Ver figuras 3.5, 3.6, 3.7.

3.3.1 Descripción del evento culminante.

El evento culminante elegido es el incendio en las bombas (GA-404) de reflujo de la torre debutanizadora (DA-401), ubicadas en la zona de fraccionamiento de la unidad; este evento se seleccionó tomando en cuenta varios aspectos:

- El alto flujo y temperatura del producto que dichas bombas manejan (condiciones).
- La importancia que estas bombas tienen en el proceso, ya que impulsan la alimentación a dos calentadores a fuego directo, y son de gran importancia para el buen funcionamiento de las torres debutanizadora y dehexanizadora.

- El hecho de que este suceso ya ha ocurrido con anterioridad en varias ocasiones; aún cuando no se ha llegado a dar el evento culminante, si se han dado varias circunstancias para que este pudiera suceder.

3.3.2 Diagramas de Árbol de fallos (antes de recomendaciones).

3.4 Análisis de consecuencias.

Este análisis se llevo a cabo alimentando datos reales de la unidad al programa "Automated Resorce for Chemical Hazard Incident Evaluation" ARCHIE Versión 1.0; este programa fue desarrollado por la "Federal Emergency Management Agency", con la colaboración de "Depertment of transportation" y "Enviromental Protection Agency" de los Estados Unidos de América (7).

Este programa da como resultado los efectos de un evento indeseable; en este caso se usaron los siguientes modelos:

- Velocidad de descarga: Este modelo se utilizó debido a que en caso de una ruptura de línea es un valor indispensable para cualquier cálculo posterior.
- Área de "charco" del derrame: Este modelo se usó debido a que en caso de la ruptura podemos saber que tan grande puede ser el incendio ya que sólo se incendiará el espejo del charco, con este valor podemos establecer los límites del incendio.

- **Explosión de nube no confinada:** Este modelo nos puede ayudar a conocer en caso de una explosión por la ruptura de la línea, hasta donde llegaría la misma, siendo muy útil saberlo para poder establecer límites de seguridad para las personas que se encuentren en el lugar.
- **Expansión de nube tóxica:** Este modelo se aplica, ya que en la línea se tiene también ácido sulfhídrico, el cuál es altamente tóxico, por lo que es muy conveniente saber los límites de seguridad para el personal presente, si se llegara a escapar este material.

También se calculará con los datos obtenidos de estos modelos, la cantidad de calor emitido por el incendio de la nube de gas no confinada, con el fin de poder predecir las consecuencias que provocaría esa nube de fuego en las personas y equipos a diferentes distancias.

3.4.1 Descripción del suceso.

En este punto se tomó como escenario la ruptura de la línea que alimenta al tanque FA-402, esta línea transporta nafta recién desulfurada del reactor DC-401, es decir nafta mezclada con ácido sulfhídrico como producto de la reacción de desulfuración.

Aún cuando la probabilidad de que este escenario suceda es muy baja ya que implica la ruptura completa de una línea se optó por este escenario tomando en cuenta lo siguiente:

- El riesgo potencial de llevar las dos sustancias, siendo ambas explosivas, y el ácido sulfhídrico altamente tóxico.
- La gravedad de las consecuencias que el suceso podría traer.
- La conveniencia de saber como sería la situación de presentarse el suceso.

Los datos ingresados al programa se muestran en las siguientes dos tablas, cabe mencionar que se ingresaron para la nafta desulfurada aplicándose estos a todos los modelos excepto para el modelo de dispersión de gases tóxicos en el que se ingresaron los datos del ácido sulfhídrico, en este caso lo único que cambio son los datos fisicoquímicos ya que los datos tanto del contenedor como los ambientales son los mismos.

Tabla 3.3, Datos del ARCHIE en el caso de la gasolina (1)(9)

Propiedad	Valor	Unidades
Propiedades fisicoquímicas		
Punto normal de ebullición	60	°C
Peso molecular	65	G/mol
Gravedad específica	0.771	
Presión de vapor en el contenedor	10.74	Psia
Presión de vapor a temperatura ambiente	4.41	Psia
Calor bajo de combustión	11111.11	Kcal/Kg
Factor de explosión del gas	0.03	
Características del contenedor		
Tipo de contenedor	Tubería	
Diámetro de tubería	10	In
Longitud de la tubería	10	M
Presión interna	34.09	Psia
Altura del líquido en la tubería	1	M
Tiempo de cierre	3	Min
Flujo en la tubería	36000	BPD
Puntos de descarga	1	
Peso total del contenido	390.4	Kg
Peso del líquido	390.4	Kg
Volumen del contenedor	0.5068	M ³
Volumen del líquido	0.5068	M ³
Diámetro del hoyo de descarga	10	In
Coefficiente del hoyo de descarga	0.62	
Temperatura del contenedor	49.2	°C
Características ambientales		
Temperatura del aire	22	°C
Velocidad del viento	4.47	M/s

Tabla 3.4 Datos del ARCHIE para el caso del ácido sulfhídrico (9).

Propiedad	Valor	Unidades
Propiedades fisicoquímicas		
Punto normal de ebullición	-60.4	°C
Peso molecular	34.06	G/mol
Gravedad específica	0.771	
Presión de vapor en el contenedor	293.8	Psia
Presión de vapor a temperatura ambiente	269.1	Psia
Calor bajo de combustión	11111.11	Kcal/Kg
Factor de explosión del gas	0.03	
Límites de vapor tóxico	500	Ppm

Capítulo IV

“Resultados y conclusiones”

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y CONCLUSIONES.

4.1 Resultados y recomendaciones del análisis HazOP.

Los resultados de análisis HazOp son las recomendaciones hechas a la propia planta para incrementar su seguridad, estas recomendaciones se van generando en el transcurso del análisis, y quedan plasmadas en el acta en donde se realizó. Esto tiene la finalidad de poder interpretar el desarrollo del análisis, y así visualizar la manera en la que se llega a esa recomendación.

Como se explicó anteriormente las recomendaciones se clasifican en tres tipos, A, B o C, basándose en su índice de riesgo, siendo la tipo "A" la de mayor prioridad, la "B" la de prioridad media y la "C" la de menor prioridad.

Tabla 4.1 Recomendaciones tipo "A"

Nodo de aplicación	Recomendación
Tanque acumulador FA-401	1. Seguir al pie de la letra el procedimiento de operación de la bomba GA-401. 2. Cumplir con el mantenimiento preventivo. (bomba GA-401) 3. Cumplir con la rotación de equipos
Tanque acumulador de carga FA-401	1. Cumplir con los procedimientos de operación de emergencia (bomba GA-404)

Como podemos observar las recomendaciones de tipo "A", se basan principalmente en el mantenimiento, siendo este un punto clave en la seguridad, debido a que no basta con sólo verificar los equipos si no que se deben de contar con los elementos necesarios para poderlo realizar de una manera realmente eficiente, es decir una manera en la cuál los problemas que presentan los equipos sean realmente corregidos.

Como podemos ver, sólo se emitieron dos recomendaciones de tipo "A", es decir con la mayor prioridad, en ambos circuitos estudiados; y ambas se limitan a cumplir con el mantenimiento a un equipo crítico (bomba GA-401); es decir, tener una operación segura en una planta de proceso, no necesariamente implica hacer grandes gastos, ni modificaciones al proceso, muchas veces sólo implica hacer bien el trabajo y contar con el equipo o material básico para realizarlo.

La mayoría de las recomendaciones tipo "B" y "C", se refieren también a la necesidad de realizar el mantenimiento de los diversos equipos en los dos circuitos estudiados, principalmente en equipos como válvulas de control, controles, y bombas. También se refieren en parte a aplicar simulacros de emergencia, con el fin de que los operadores puedan actuar de manera segura en caso de algún incidente; otro factor que se menciona con frecuencia en estas recomendaciones es el cumplimiento estricto de los procedimientos

operativos, de donde podemos pensar que en general es una causa frecuente riesgos "medios" la desatención o desconocimiento a estos procedimientos.

4.2 Resultados del análisis de árbol de fallos (FTA).

El resultado del análisis de fallos es el mismo árbol que se presenta a continuación. El evento culminante, de acuerdo con la experiencia propia y la extraída del análisis HazOp, tiene una frecuencia de valor 4 ($F=4$), es decir, que ocurre una vez al año, y una gravedad de valor 2 ($G=2$), es decir, que los daños se limitan a daños al equipo, que nos dan un Índice de riesgo de 7.

$$\text{Índice de riesgo (F , G) = 7}$$

Este índice de riesgo equivale a un riesgo de tipo "B", para el cálculo de la probabilidad del evento tenemos que:

$$P = 1 - \exp (-\mu * t)$$

En donde "P" es la probabilidad, $-\mu$ es la frecuencia y "t" es el tiempo; si nuestra probabilidad tiene un valor de 4 que es equivalente a una vez al año, es decir $1.14 \cdot 10^{-4}$ fallas por hora, y el tiempo son 8760 horas, entonces tenemos que:

$$P = 1 - \exp (-1.14 \cdot 10^{-4} * 8760) = 6.3161 \cdot 10^{-1}$$

Es decir que nuestra probabilidad de ocurrencia es de $6.3161 \cdot 10^{-1}$ en un año.

4.2.1 Recomendaciones del análisis de árbol de fallos.

Una vez realizado el árbol de fallos, podemos observar que hay eventos intermedios que pueden ser eliminados siguiendo algunas recomendaciones, por ejemplo, si un evento es la falta de un control, y se recomienda la colocación de dicho control, entonces el evento ya no aplica, y se puede eliminar el árbol del fallos, modificando así la probabilidad de ocurrencia del evento culminante, haciéndola menor ; si hacemos esto en todo el árbol de fallos haciendo una serie de recomendaciones podremos reducir así la probabilidad de ocurrencia del evento culminante, cumpliendo así con el objetivo fundamental del análisis el cuál es tener una operación más segura. Los eventos que fueron eliminados por generar una recomendación se marcan de manera especial, y están numerados para su fácil identificación con el número de recomendación de la tabla 4.2. Las recomendaciones mencionadas son las siguientes:

Una vez hechas las recomendaciones el árbol de fallos se modifica (ver Figura 4.1 y 4.2), es decir los eventos que dieron origen a las recomendaciones, se eliminan por lo que el árbol de fallos se simplifica, a continuación se presentan el árbol de fallos modificado. Como se mencionó anteriormente, al ser modificado el árbol de fallos, la probabilidad de ocurrencia del evento culminante se modifica, ya que la frecuencia del árbol modificado es "3" en lugar de "4", es decir ahora el evento sucede hasta una vez en cinco años, pero la gravedad sigue siendo la misma,

ya que de ocurrir el efecto será el mismo, por lo que el nuevo valor de la frecuencia es de $2.28 \cdot 10^{-5}$ fallas por hora en cinco años, por lo que aplicando la ecuación para obtener la probabilidad que se usó anteriormente tenemos que:

$$P = 1 - \exp(-2.28 \cdot 10^{-5} \cdot 43800) = 6.3 \cdot 10^{-1}$$

Es decir que nuestra probabilidad de ocurrencia es de $6.3 \cdot 10^{-1}$ en cinco años; por lo tanto la probabilidad por año es de $1.26 \cdot 10^{-1}$, esto es que disminuimos la probabilidad en un 19%.

$$\text{Índice de riesgo (F , G) = 6}$$

Ahora el índice de riesgo bajó de 7, a 6, esto quiere decir que aún cuando el riesgo mantenga su clasificación tipo "B", es un poco menor, por lo que si se siguen las recomendaciones generadas, se habrá alcanzado el objetivo del análisis, el cuál es generar una disminución el los riesgos.

Tabla 4.2 Recomendaciones del análisis de árbol de fallos.

	Causa	Recomendación(es)
1	Sobrecalentamiento de la bomba	1.Mantener el nivel de aceite 2.Dar mantenimiento adecuado al sistema de lubricación 3.Verificar la adecuada instalación de la bomba
2	Cables descubiertos sobre el piso	1.Mantener el mantenimiento preventivo 2.Asegurar la calidad y cantidad de refaccionamiento
3	Falla de mantenimiento predictivo (termografía)	1.Asegurar la existencia y cumplimiento del mantenimiento
4	No hay protección para sobrecarga eléctrica	1.Colocar protección para sobrecarga eléctrica
5	Falla de mantenimiento de protección (antichispas)	1.Asegurar el mantenimiento de protección (antichispas)
6	Válvula de purga abierta	1.Asegurar el procedimiento de operación y mantenimiento
7	Daño al sello	1.Verificar la adecuada instalación de la bomba 2.Verificar que el sello sea el indicado y su instalación correcta 3.Verificar alineación de la fecha

4.2.2 Árbol de fallos modificado. (Después de recomendaciones.)

4.3 Resultados del análisis de consecuencias.

Una vez ingresados todos los datos al programa ARCHIE nos reporta los siguientes resultados de los modelos: Velocidad de descarga, área de charco, incendio de charco; para estos modelos se consideraron dos situaciones, la primera es que el charco de producto que se forma por causa de la descarga alcance al área máxima que pueda tener, antes de encontrar una fuente de ignición; la segunda situación es que el charco no alcance su área máxima y que encuentre una fuente de ignición de inmediato tras derramarse..

Tabla 4.3 Resultados del AC, considerando área total de charco.

Velocidad y duración de descarga		
Velocidad de descarga	4548.62	Kg/min
Duración de descarga	16.1	Min
Cantidad descargada	72891.38	Kg
Estado del material	Líquido	
Estimación de área de charco		
Área de evaporación	3723.83	M ²
Área de incendio	3723.83	M ²
Estimación de peligros por incendio		
Radio de incendio	34.44	M
Altura de la flama	60.65	M
Radio de fatalidad	119.48	M
Radio de lesiones	171.29	M

Tabla 4.4 Resultados de daños por explosión considerando área total de charco.

Rango de distancia	Daños provocados
0-33.528 m	Zona completamente fatal, destrucción total o parcial de los equipos, pero dejando todo inservible
33.528-119.48 m	Zona de heridos graves, principalmente por material volando, colapso de materiales no reforzados.
119.48-172.212 m	Heridos leves, vidrios rotos por honda explosiva.

Aplicando los mismos modelos pero tomando en cuenta que el área del charco no alcanzará su máximo valor, obtenemos los siguientes resultados:

Tabla 4.5 Resultados del AC, considerando área parcial de charco.

Velocidad y duración de descarga		
Velocidad de descarga	4548.62	Kg/min
Duración de descarga	16.1	Min
Cantidad descargada	72891.38	Kg
Estado del material	Líquido	
Estimación de área de charco		
Área de evaporación	3723.83	M ²
Área de incendio	1380.35	M ²
Estimación de peligros por incendio		
Radio de incendio	20.97	M
Altura de la flama	42.97	M
Radio de fatalidad	72.84	M
Radio de lesiones	104.24	M

Tabla 4.6 Daños por explosión considerando área parcial de charco. Ver figura 4.4.

Rango de distancia	Daños provocados
0-33.528 m	Zona completamente fatal, destrucción total o parcial de los equipos, pero dejando todo inservible
33.528-72.84 m	Zona de heridos graves, principalmente por material volando, colapso de materiales no reforzados.
72.84-111.55 m	Heridos leves, vidrios rotos por onda explosiva.

Con los valores obtenidos como resultados del incendio considerando área total de charco, se puede calcular la cantidad de radiación de calor que emana de este, en función de la distancia. Este cálculo se realiza para poder interpretar mejor la magnitud del incendio; primero se calcula el valor de la radiación total emanada del incendio "I", por medio de la siguiente ecuación (5):

$$I = (Fr * \Delta h * M) / (\pi * (D_{\text{máx}})^2 * t)$$

De donde Fr oscila entre 0.25 y 0.4, " Δh " es el calor de combustión del material que en este caso es gasolina y el valor es de 48148.2 KJ/Kg, "M" es la cantidad total derramada que es de 72871.38 Kg, " $D_{\text{máx}}$ " es el diámetro máximo del charco que es de 68.88m, y el tiempo lo calculamos como $0.825 * M^{0.25}$, resultando un valor de 13.55 segundos, utilizando la ecuación anterior con estos valores tenemos que:

$$I = ((0.33) * (48148.2 \text{ KJ/Kg}) * (72871.38 \text{ Kg})) / ((3.14) * (68.88)^2 * (13.55 \text{ s}))$$

El valor de "I" entonces es de 5735.82 Kw/m², sin embargo para saber cuanta radiación de calor hay a una distancia determinada (IR), debemos utilizar la siguiente ecuación:

$$IR = I * \tau * Fvg$$

Esta ecuación toma en cuenta el factor de visión (Fvg) y la transmitividad atmosférica (τ), ambos factores se calculan de la siguiente manera:

$$Fvg = D^2_{\text{máx}} / 4 * X^2$$

$$\tau = 2.02(Pw * X)^{-0.09}$$

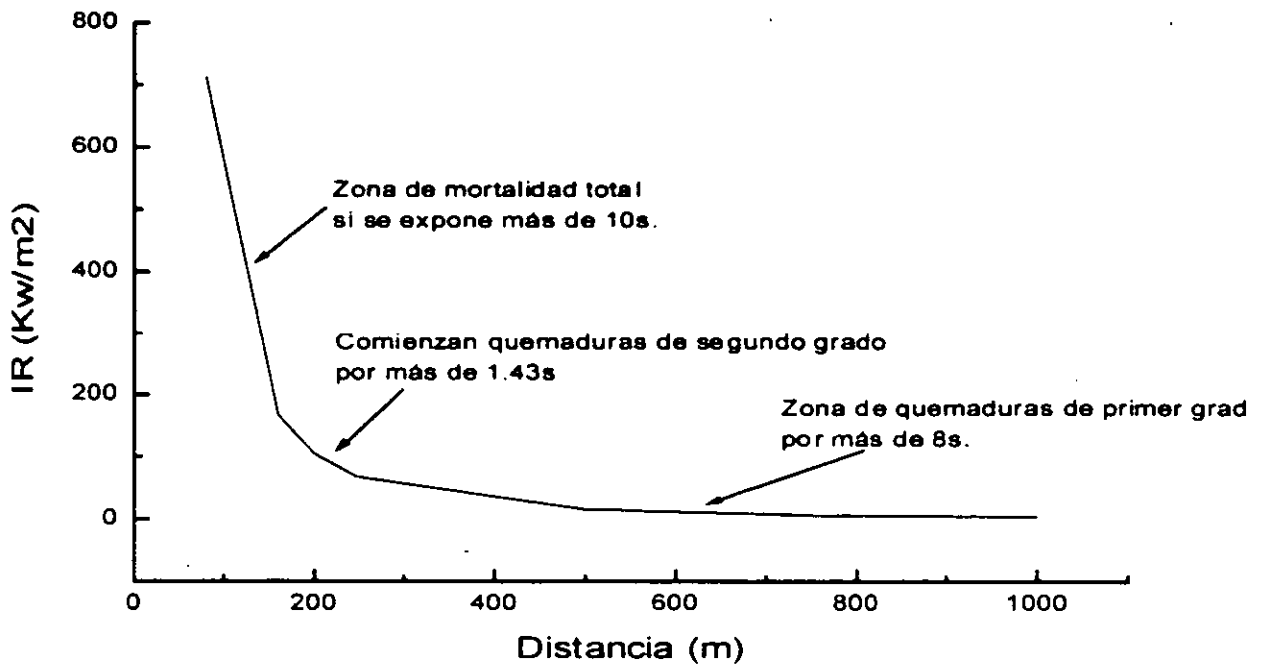
En donde "X" es la distancia en metros a la cuál queremos saber la radiación presente, y Pw es la presión de vapor del agua a temperatura ambiente en pascales; utilizando las tres ecuaciones anteriores, podemos calcular la cantidad de radiación a diferentes distancias, dichos valores se muestran en la tabla 4.7.

Tabla 4.7 Valores de radiación por incendio a diferentes distancias.

Distancia	IR (Kw/m ²)
80	712.23
160	167.28
200	104.93
246	68.08
500	15.46
750	6.62
1000	3.63

Para interpretar mejor estos resultados los podemos usar la siguiente gráfica:

Figura 4.3 Gráfica de Distancia contra IR



Ahora con estos resultados podemos establecer zonas de con sus diferentes consecuencias (Ver tabla 4.8).

Tabla 4.8 Resultados de radiación por incendio.

Rango de distancia	Daños provocados.
0-179.85m	100% de mortalidad
179.85-631.09m	Quemaduras de segundo grado por más de 1.43 segundos.
631.09-1479.78m	Quemaduras de primer grado por más de 8 segundos, a partir de 1479.78m la radiación es prácticamente imperceptible.

Ahora se presentan los resultados del modelo de dispersión de vapores tóxicos, este es aplicado al mismo escenario tomando en cuenta que en esa misma línea, fluye también el ácido sulfhídrico, evidentemente los datos fisicoquímicos de la sustancia que se ingresaron al programa son los del ácido sulfhídrico. Cabe mencionar que la tabla estará dividida, en dos, los efectos a nivel del suelo y los efectos a nivel de la descarga, esto es debido a que la descarga se da a 3m de altura, por lo que el comportamiento y los valores de la dispersión tienen gran diferencia entre un punto y otro.

Tabla 4.9 Resultados del modelo de dispersión. Ver figuras 4.5 y 4.6.

Rango de distancia	Efectos
Resultados a nivel del suelo	
0-43.28 m	Daños leves a la salud , evacuación en contra a la dirección del viento.
43.28-74.98 m	Daños graves a la salud pero sin ser fatales, evacuación en contra a la dirección del viento.
Resultados a nivel de descarga	
0-49.6 m	Zona fatal, muerte inmediata.
49.6-59.13 m	Zona fatal con una estancia mayor a 30 min. evacuación inmediata.
59.13-74.98	Daños graves a la salud, como bronconeumonía.

Con los resultados de los modelos de daños por explosión para las dos consideraciones antes hechas y el resultado del modelo de dispersión de vapores tóxicos, se plasman en un diagrama de ubicación de equipos de la planta, con el fin de representar gráficamente los resultados y facilitar así su interpretación. Dichos planos se presentan en las siguientes páginas.

Los resultados nos permiten visualizar diversas situaciones, primeramente podemos ver que el área del charco formado por la descarga es muy grande, lo cuál nos da una idea muy real de como sería la situación si el escenario planteado se llegase a presentar. El tomar en cuenta dos consideraciones diferentes para un mismo modelo, nos permite hacer comparaciones del mismo, por ejemplo podemos ver en los resultados que si el charco alcanza su área total antes de encontrar una fuente de ignición las consecuencia tanto en el incendio como en la explosión son mayores, es decir,

su efecto alcanza una mayor área; es por esta razón que el cálculo de la radiación térmica se hace con los resultados de la consideración de diámetro total.

En cuanto a la dispersión de vapores tóxicos, se encontraron resultados muy interesantes, ya que lo que se esperaba es que a medida que se incrementara la distancia de la fuente de descarga, la concentración del vapor tóxico iría disminuyendo y por lo tanto se estaría en una zona más segura. Sin embargo, esto sólo es así para los resultados a nivel de la descarga, ya que los resultados a nivel del suelo se comportan al revés, al estar más cerca de la fuente se está más seguro, ya que la concentración de los vapores es menor, pero si se incrementa la distancia de la fuente en la misma dirección que el viento la concentración comenzará a aumentar, hasta llegar a un máximo, que ya representa un gran peligro para la salud, y eventualmente al incrementar la distancia, entonces la concentración sí comenzará a disminuir; lo cual una vez que se analiza resulta muy evidente, por lo cual es muy importante saber hacia donde sopla el viento para poder ponerse a salvo en una fuga de un material tóxico y volátil.

4.3.1 Recomendaciones del análisis de consecuencias.

De acuerdo a los resultados de los modelos aplicados al escenario planteado podemos dar algunas recomendaciones a fin de contribuir a la mejor respuesta del personal al escenario planteado.

Tabla 4.10 Recomendaciones del análisis de consecuencias.

Modelo aplicado al escenario	Recomendación
Incendio y/o Explosión de nube no confinada	<ol style="list-style-type: none"> 1. Asegurar el cumplimiento del mantenimiento predictivo a la corrosión de la línea de alimentación al tanque FA-402. 2. Elaborar un plan de emergencia y rutas de evacuación, así como simulacros, en base a los resultados del análisis, estableciendo las zonas de seguridad. 3. Difusión de los riesgos de incendio y/o explosión hacia todo el personal de la planta.
Difusión de vapores tóxicos.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Asegurar el cumplimiento del mantenimiento predictivo a la corrosión de la línea de alimentación al tanque FA-402. 2. Elaborar un plan de emergencia y rutas de evacuación, así como simulacros, en base a los resultados del análisis, estableciendo las zonas de seguridad. 3. Tener disponibles equipos de protección personal, y en número suficiente, además de difundir el peligro del ácido sulfhídrico.
Radiación térmica por incendio.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Establecer y difundir las zonas de seguridad, hechas en base a los resultados obtenidos en el análisis.

4.3.2 Diagramas de los resultados de análisis de consecuencias.

4.4 Conclusiones.

En el desarrollo de esta tesis, nos hemos podido dar cuenta, de que la seguridad, depende en gran medida de la prioridad que la gente le de; especialmente la que tiene que ver de alguna manera con el proceso; es decir, la causa más frecuente de riesgos que se encontró en el desarrollo de los diferentes análisis, tiene que ver más con factores humanos, que con factores mecánicos o externos, ya que la Refinería Miguel Hidalgo lleva a cabo un programa de medición de espesores por medio del cuál se puede predecir perfectamente la vida útil de cada tubería, es decir, se puede calcular cuanto tiempo durará cada tubería, por lo cual se puede predecir su cambio antes de que ocurra una falla, por lo tanto la probabilidad de que ocurra el evento descrito para el análisis de consecuencias es nula.

Por lo expuesto anteriormente, una recomendación, que en gran manera engloba a todas es la conciencia, la preocupación, que deben de tener, todas las personas que operan o que administran una planta de proceso, ya que cualquier falla puede convertirse en un riesgo potencial, y este en un evento no deseado, trayendo grandes consecuencias.

Tabla 4.4 Resultados de daños por explosión considerando área total de charco.

Rango de distancia	Daños provocados
0-33.528 m	Zona completamente fatal, destrucción total o parcial de los equipos, pero dejando todo inservible
33.528-119.48 m	Zona de heridos graves, principalmente por material volando, colapso de materiales no reforzados.
119.48-172.212 m	Heridos leves, vidrios rotos por honda explosiva.

Aplicando los mismos modelos pero tomando en cuenta que el área del charco no alcanzará su máximo valor, obtenemos los siguientes resultados:

Tabla 4.5 Resultados del AC, considerando área parcial de charco.

Velocidad y duración de descarga		
Velocidad de descarga	4548.62	Kg/min
Duración de descarga	16.1	Min
Cantidad descargada	72891.38	Kg
Estado del material	Líquido	
Estimación de área de charco		
Área de evaporación	3723.83	M ²
Área de incendio	1380.35	M ²
Estimación de peligros por incendio		
Radio de incendio	20.97	M
Altura de la flama	42.97	M
Radio de fatalidad	72.84	M
Radio de lesiones	104.24	M

Tabla 4.6 Daños por explosión considerando área parcial de charco. Ver figura 4.4.

Rango de distancia	Daños provocados
0-33.528 m	Zona completamente fatal, destrucción total o parcial de los equipos, pero dejando todo inservible
33.528-72.84 m	Zona de heridos graves, principalmente por material volando, colapso de materiales no reforzados.
72.84-111.55 m	Heridos leves, vidrios rotos por onda explosiva.

Con los valores obtenidos como resultados del incendio considerando área total de charco, se puede calcular la cantidad de radiación de calor que emana de este, en función de la distancia. Este cálculo se realiza para poder interpretar mejor la magnitud del incendio; primero se calcula el valor de la radiación total emanada del incendio "I", por medio de la siguiente ecuación (5):

$$I = (Fr * \Delta h * M) / (\pi * (D_{\text{máx}})^2 * t)$$

De donde Fr oscila entre 0.25 y 0.4, "Δh" es el calor de combustión del material que en este caso es gasolina y el valor es de 48148.2 KJ/Kg, "M" es la cantidad total derramada que es de 72871.38 Kg, "D_{máx}" es el diámetro máximo del charco que es de 68.88m, y el tiempo lo calculamos como 0.825*M^{0.25}, resultando un valor de 13.55 segundos, utilizando la ecuación anterior con estos valores tenemos que:

$$I = ((0.33)*(48148.2\text{KJ/Kg})*(72871.38\text{Kg}))/((3.14)*(68.88)^2*(13.55\text{s}))$$

El valor de "I" entonces es de 5735.82 Kw/m², sin embargo para saber cuanta radiación de calor hay a una distancia determinada (IR), debemos utilizar la siguiente ecuación:

$$IR = I * \tau * Fvg$$

Esta ecuación toma en cuenta el factor de visión (Fvg) y la transmitividad atmosférica (τ), ambos factores se calculan de la siguiente manera:

$$Fvg = D^2_{\text{máx}} / 4 * X^2$$

$$\tau = 2.02(Pw * X)^{-0.09}$$

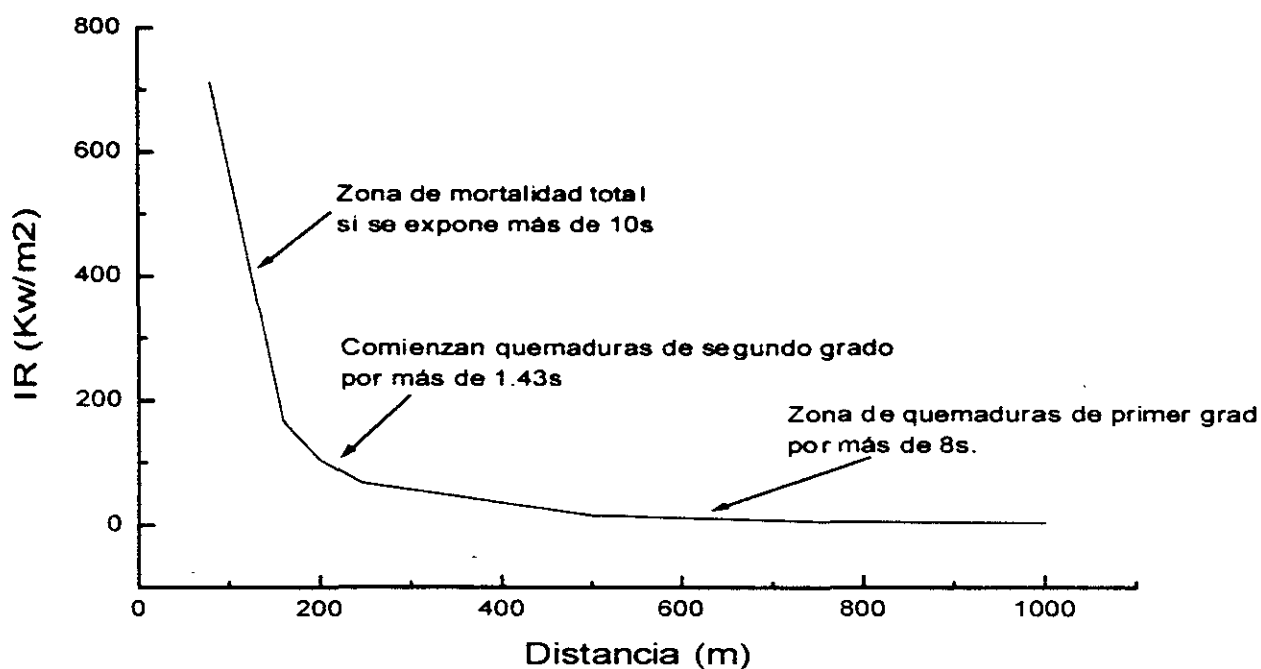
En donde "X" es la distancia en metros a la cuál queremos saber la radiación presente, y Pw es la presión de vapor del agua a temperatura ambiente en pascales; utilizando las tres ecuaciones anteriores, podemos calcular la cantidad de radiación a diferentes distancias, dichos valores se muestran en la tabla 4.7.

Tabla 4.7 Valores de radiación por incendio a diferentes distancias.

Distancia	IR (Kw/m ²)
80	712.23
160	167.28
200	104.93
246	68.08
500	15.46
750	6.62
1000	3.63

Para interpretar mejor estos resultados los podemos usar la siguiente gráfica:

Figura 4.3 Gráfica de Distancia contra IR



Ahora con estos resultados podemos establecer zonas de con sus diferentes consecuencias (Ver tabla 4.8).

Tabla 4.8 Resultados de radiación por incendio.

Rango de distancia	Daños provocados.
0-179.85m	100% de mortalidad
179.85-631.09m	Quemaduras de segundo grado por más de 1.43 segundos.
631.09-1479.78m	Quemaduras de primer grado por más de 8 segundos, a partir de 1479.78m la radiación es prácticamente imperceptible.

Ahora se presentan los resultados del modelo de dispersión de vapores tóxicos, este es aplicado al mismo escenario tomando en cuenta que en esa misma línea, fluye también el ácido sulfhídrico, evidentemente los datos fisicoquímicos de la sustancia que se ingresaron al programa son los del ácido sulfhídrico. Cabe mencionar que la tabla estará dividida, en dos, los efectos a nivel del suelo y los efectos a nivel de la descarga, esto es debido a que la descarga se da a 3m de altura, por lo que el comportamiento y los valores de la dispersión tienen gran diferencia entre un punto y otro.

Tabla 4.9 Resultados del modelo de dispersión. Ver figuras 4.5 y 4.6.

Rango de distancia	
Resultados a nivel del suelo	
0-43.28 m	Daños leves a la salud , evacuación en contra a la dirección del viento.
43.28-74.98 m	Daños graves a la salud pero sin ser fatales, evacuación en contra a la dirección del viento.
Resultados a nivel de descarga	
0-49.6 m	Zona fatal, muerte inmediata.
49.6-59.13 m	Zona fatal con una estancia mayor a 30 min. evacuación inmediata.
59.13-74.98	Daños graves a la salud, como bronconeumonía.

Con los resultados de los modelos de daños por explosión para las dos consideraciones antes hechas y el resultado del modelo de dispersión de vapores tóxicos, se plasman en un diagrama de ubicación de equipos de la planta, con el fin de representar gráficamente los resultados y facilitar así su interpretación. Dichos planos se presentan en las siguientes páginas.

Los resultados nos permiten visualizar diversas situaciones, primeramente podemos ver que el área del charco formado por la descarga es muy grande, lo cuál nos da una idea muy real de como sería la situación si el escenario planteado se llegase a presentar. El tomar en cuenta dos consideraciones diferentes para un mismo modelo, nos permite hacer comparaciones del mismo, por ejemplo podemos ver en los resultados que si el charco alcanza su área total antes de encontrar una fuente de ignición las consecuencia tanto en el incendio como en la explosión son mayores, es decir,

su efecto alcanza una mayor área; es por esta razón que el cálculo de la radiación térmica se hace con los resultados de la consideración de diámetro total.

En cuanto a la dispersión de vapores tóxicos, se encontraron resultados muy interesantes, ya que lo que se esperaba es que a medida que se incrementara la distancia de la fuente de descarga, la concentración del vapor tóxico iría disminuyendo y por lo tanto se estaría en una zona más segura. Sin embargo, esto sólo es así para los resultados a nivel de la descarga, ya que los resultados a nivel del suelo se comportan al revés, al estar más cerca de la fuente se está más seguro, ya que la concentración de los vapores es menor, pero si se incrementa la distancia de la fuente en la misma dirección que el viento la concentración comenzará a aumentar, hasta llegar a un máximo, que ya representa un gran peligro para la salud, y eventualmente al incrementar la distancia, entonces la concentración sí comenzará a disminuir; lo cual una vez que se analiza resulta muy evidente, por lo cual es muy importante saber hacia donde sopla el viento para poder ponerse a salvo en una fuga de un material tóxico y volátil.

4.3.1 Recomendaciones del análisis de consecuencias.

De acuerdo a los resultados de los modelos aplicados al escenario planteado podemos dar algunas recomendaciones a fin de contribuir a la mejor respuesta del personal al escenario planteado.

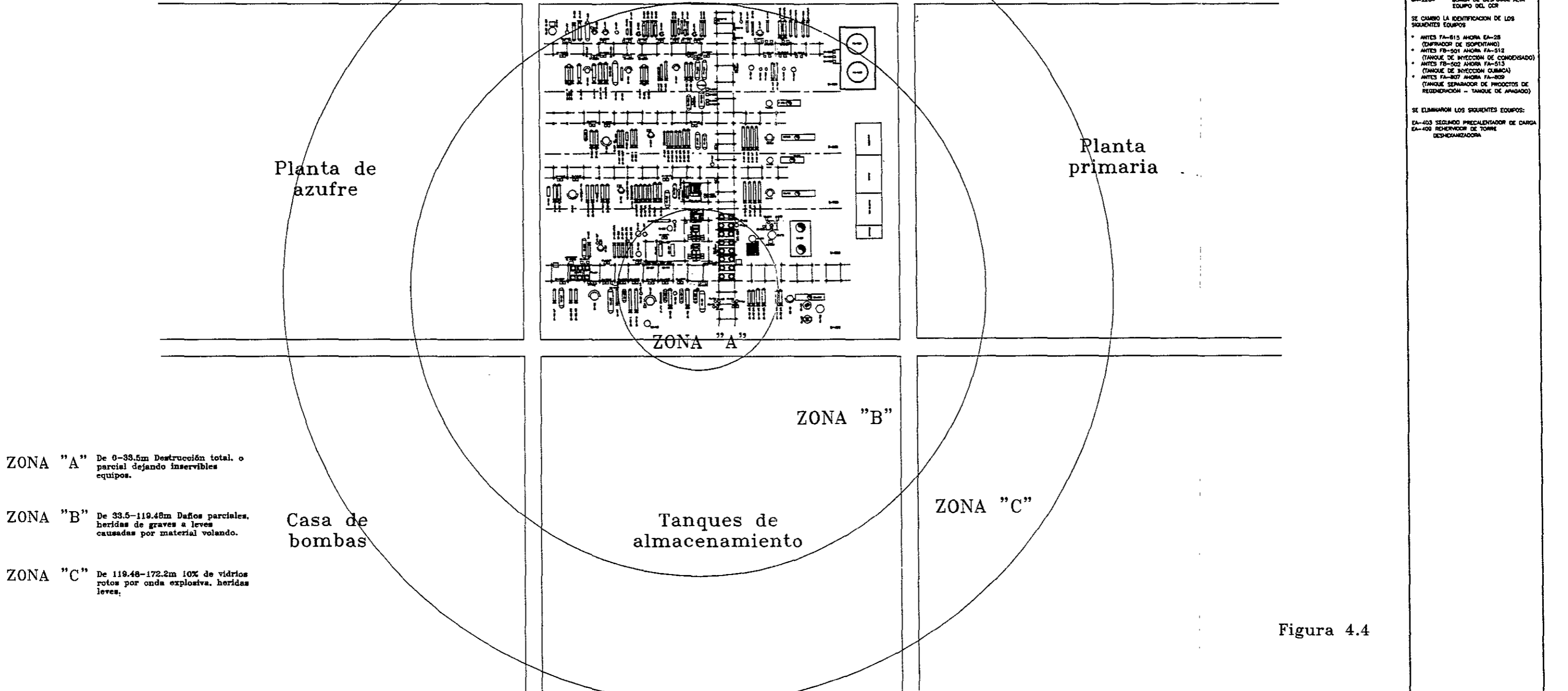
Tabla 4.10 Recomendaciones del análisis de consecuencias.

Modelo aplicado al escenario	Recomendación
Incendio y/o Explosión de nube no confinada	<ol style="list-style-type: none"> 1. Asegurar el cumplimiento del mantenimiento predictivo a la corrosión de la línea de alimentación al tanque FA-402. 2. Elaborar un plan de emergencia y rutas de evacuación, así como simulacros, en base a los resultados del análisis, estableciendo las zonas de seguridad. 3. Difusión de los riesgos de incendio y/o explosión hacia todo el personal de la planta.
Difusión de vapores tóxicos.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Asegurar el cumplimiento del mantenimiento predictivo a la corrosión de la línea de alimentación al tanque FA-402. 2. Elaborar un plan de emergencia y rutas de evacuación, así como simulacros, en base a los resultados del análisis, estableciendo las zonas de seguridad. 3. Tener disponibles equipos de protección personal, y en número suficiente, además de difundir el peligro del ácido sulfhídrico.
Radiación térmica por incendio.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Establecer y difundir las zonas de seguridad, hechas en base a los resultados obtenidos en el análisis.

4.3.2 Diagramas de los resultados de análisis de consecuencias.

N

Daños por explosión, en base a diámetro total de charco antes del punto de ignición.



- ZONA "A" De 0-33.5m Destrucción total, o parcial dejando inservibles equipos.
- ZONA "B" De 33.5-119.48m Daños parciales, heridas de graves a leves causadas por material volando.
- ZONA "C" De 119.48-172.2m 10% de vidrios rotos por onda explosiva, heridas leves.

LISTA DE CAMBIOS REV. Δ

SE AGREGARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:

- FD-801/701 FILTROS DE CARGA
- FD-802/702 FILTROS DE CARGA
- QA-803/703 BOMBA INYECTOR DE CORROSION
- FB-702 TANQUE INYECTOR DE CORROSION
- FD-405 LAMINADOR DE GAS COMBUSTIBLE
- EA-427 ENFRIADOR 1^o FRACCIONADOR
- BA-403 CALENTADOR DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
- DC-402 GARGA DE AZUFRE
- EA-408 1/7 CONDENSADOR DE TORRE DESHIDRATADORA
- QA-413/R BOMBA DE REFLUJO DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
- FD-401 FILTRO DE CARGA
- FD-402 FILTRO DE CARGA
- FA-510 GUARDA DE CLORO
- FA-511 SEPARADOR DE HIDROGENO
- FD-501/502 FILTROS DE CARGA
- EA-1007A/B ENFRIADOR DE AGUA BOMBAS
- FA-1201 ACUMULADOR DE AGUA AMARGAS
- QA-1007/R BOMBA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
- QA-1201/R BOMBA DE AGUAS AMARGAS
- QA-2204 BOMBA DE DESFOQUE ALTA EQUIPO DEL OCR

SE CAMBIO LA IDENTIFICACION DE LOS SIGUIENTES EQUIPOS:

- ANTES FA-515 AHORA EA-28 (SEPARADOR DE ISOPENTANO)
- ANTES FB-501 AHORA FA-512 (TANQUE DE INYECCION DE CONDENSADO)
- ANTES FB-502 AHORA FA-513 (TANQUE DE INYECCION CUBICA)
- ANTES FA-507 AHORA FA-509 (TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTOS DE REGENERACION - TANQUE DE AMAGADO)

SE ELIMINARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:

- EA-403 SEGLINDO PRECALENTADOR DE CARGA
- EA-409 REHEVADOR DE TORRE DESHIDRATADORA

Figura 4.4

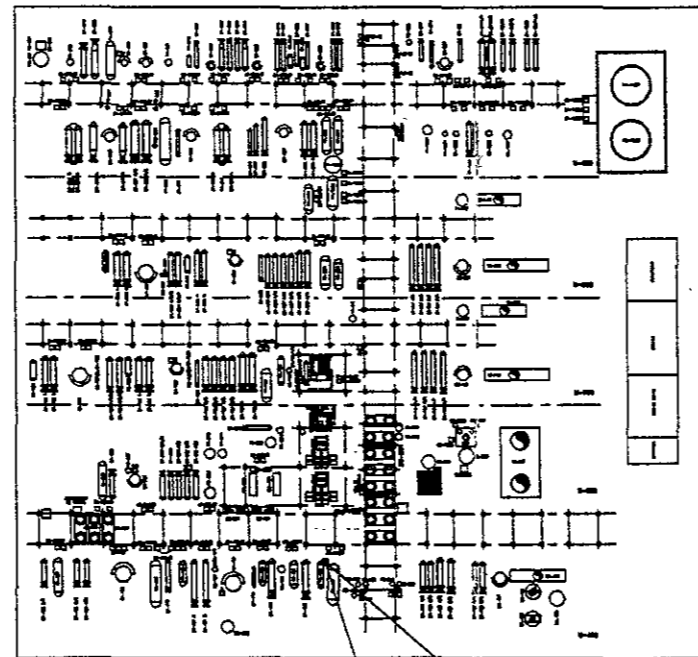
REV.	DESCRIPCION:	FECHA	REVISO	APROBADO	DISEÑO	UNAM	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	PEMEX REFINACION
1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	17-SEPT-99				UNAM	FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	PEMEX REFINACION
						<p>ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINARIA MIGUEL HIDALGO</p> <p>TULA DE ALLENDE HIDALGO</p>		<p>INFORME DE EVALUACION GENERAL DE RESULTADOS DE ANALISIS DE CONSIDERACION REFORMADORA, HIDRODESULFURADORA, TRAZADORAS Y FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUROS</p> <p>SECTOR REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.</p>
						<p>CONY, UNAM-PEMEX FQ-317-1 CAP. UNIDAD HIDROS-1 36,000 BPD SECCION/AREA: HIDROS 1</p>		<p>DIAG. 1 DE 1 DIAGRAMA No. REV. 1</p>

Dispersión de nube tóxica de ácido sulfhídrico, a nivel de la descarga (3m de altura).

Catalítica I

Reductora de viscosidad

Planta de azufre



Planta primaria

ZONA "A"

ZONA "B"

ZONA "C"

Tanques de almacenamiento

- LISTA DE CAMBIOS REV. Δ
- SE AGREGARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- FD-801/701 FILTROS DE CARGA
 - FD-802/702 FILTROS DE CARGA
 - GA-805A/705A BOMBA HAMBOR DE CORROSION
 - FB-702 TANQUE HAMBOR DE CORROSION
 - FD-808 LAVADOR DE GAS COMBUSTIBLE
 - EA-827 ENFRIADOR 1° FRACCIONADOR
 - BA-403 CALENTADOR DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
 - DC-402 CARRA DE AZUFRE
 - EA-408 E/F CONDENSADOR DE TORRE DESHIDRATADORA
 - GA-413/R BOMBA DE REFLUJO DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
 - FD-401 FILTRO DE CARGA
 - FD-402 FILTRO DE CARGA
 - FA-510 GUARDA DE CLORO
 - FA-511 SEPARADOR DE HIDROGENO
 - FD-501/502 FILTROS DE CARGA
 - EA-1007A/B ENFRIADOR DE AGUA BOMBAS
 - FA-1201 ACUMULADOR DE AGUAS AMARGAS
 - GA-1007/R BOMBA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
 - GA-1201/R BOMBA DE AGUAS AMARGAS
 - GA-2204 BOMBA DE DESFOQUE ALTA EQUIPO DEL CCR
- SE CAMBIO LA IDENTIFICACION DE LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- * ANTES FA-513 AHORA EA-28 (ENFRIADOR DE ESPENTANO)
 - * ANTES FB-501 AHORA FA-512 (TANQUE DE INYECCION DE CONDENSADO)
 - * ANTES FB-502 AHORA FA-513 (TANQUE DE INYECCION CLORADA)
 - * ANTES FA-507 AHORA FA-809 (TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTOS DE REGENERACION - TANQUE DE APAGADO)
- SE ELIMINARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- EA-403 SEGUNDO PRECALENTADOR DE CARGA
 - EA-408 RECALENTADOR DE TORRE DESHIDRATADORA

- ZONA "A" Entre 0-49.6m Zona fatal, muerte inmediata, concentraciones mayores de 1000ppm.
- ZONA "B" Entre 49.68-59.13m Zona de evacuación inmediata concentraciones entre 800-1000ppm; zona fatal con una estancia mayor de 30 min.
- ZONA "C" De 59.13-74.96m Daños graves a la salud (bronconeumonía) concentraciones mayores a 500ppm, evacuación en 30 min.

Casa de bombas

Figura 4.5

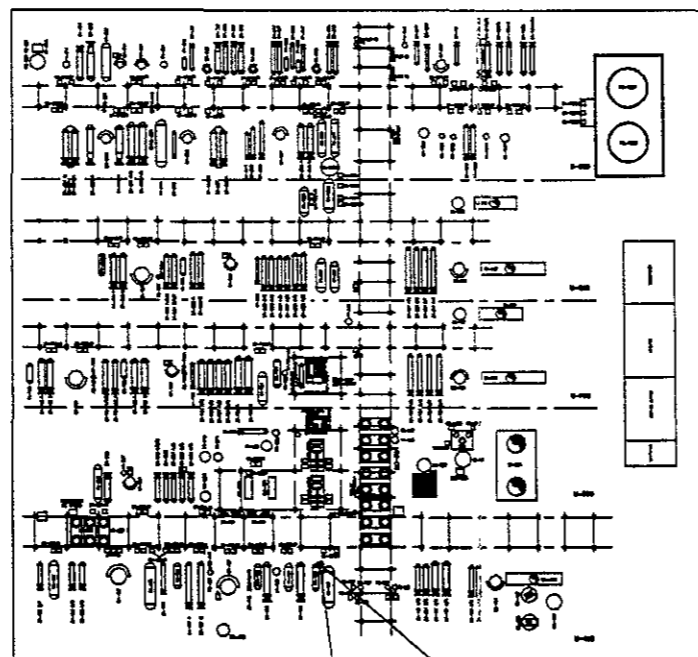
REV.	DESCRIPCION	FECHA	REVISO	ELABORADO	UNAM P.O.	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONAL. E. LAB. 212	PEMEX REFINACION
1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	17-SEP-89				"ANALISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINARIA MIGUEL HIDALGO" TULA DE ALLENDE HIDALGO	DIAGRAMA No. _____

Dispersión de nube tóxica de ácido sulfhídrico, a nivel de suelo.

Catalítica I

Reductora de viscosidad

Planta de azufre



Planta primaria

ZONA "B"

ZONA "A"

Tanques de almacenamiento

Casa de bombas

ZONA "A" Entre 43.28-74.98m Daños graves a la salud (entre 500 y 550ppm), pero sin ser fatales, posibilidad de evacuar, en contra de la dirección del viento.

ZONA "B" De 0-43.28m Daños leves a la salud, evacuación en contra de la dirección del viento.

LISTA DE CAMBIOS REV. Δ

- SE AGREGARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- FD-801/701 FILTROS DE CARGA
 - FD-801/702 FILTROS DE CARGA
 - GA-802A/702A BOMBA REHENDOR DE CORROSION
 - FB-702 TANQUE REHENDOR DE CORROSION
 - FD-608 LAVADOR DE GAS COMBUSTIBLE
 - EA-827 ENFRAMADOR 1° FRACCIONADOR
 - BA-403 CALENTADOR DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
 - DC-402 CARGA DE AZUFRE
 - EA-408 E/P CONDENSADOR DE TORRE DESHIDRATADORA
 - GA-413/R BOMBA DE REFLUJO DE FONDOS DE LA TORRE DESHIDRATADORA
 - FD-401 FILTRO DE CARGA
 - FD-402 FILTRO DE CARGA
 - FA-510 GUARDA DE CLORO
 - FA-511 SEPARADOR DE HIDROGENO
 - FD-801/802 FILTROS DE CARGA
 - EA-1007A/B ENFRAMADOR DE AGUA AMARGAS
 - FA-1201 ACUMULADOR DE AGUA AMARGAS
 - GA-1007/R BOMBA DE AGUA DE ENFRAMAMIENTO
 - GA-1201/R BOMBA DE AGUA AMARGAS
 - GA-2204 BOMBA DE DESFOGUE ALTA EQUIPO DEL CCR
- SE CAMBIO LA IDENTIFICACION DE LOS SIGUIENTES EQUIPOS
- ANTES FA-815 AHORA EA-28 (ENFRAMADOR DE ISOPENTANO)
 - ANTES FB-501 AHORA FA-512 (TANQUE DE INYECCION DE CONDENSADO)
 - ANTES FB-502 AHORA FA-513 (TANQUE DE INYECCION QUIMICA)
 - ANTES FA-807 AHORA FA-809 (TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTOS DE REGENERACION - TANQUE DE APAGADO)
- SE ELIMINARON LOS SIGUIENTES EQUIPOS:
- EA-403 SEGUNDO PRECALENTADOR DE CARGA
 - EA-409 REHENDOR DE TORRE DESHIDRATADORA

Figura 4.6

REV.	DESCRIPCION:	FECHA	REVISO	ELABO	UNAM	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONU E. LAB. 212	PEMEX REFINACION
1	REVISION GENERAL PARA ANALISIS DE RIESGOS	17-03/11-09		GLV		"ANALISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINARIA MIGUEL HIDALGO" TULA DE ALLENDE HIDALGO	DIAGRAMA DE RESULTADOS DE ANALISIS DE CONSECUENCIAS REFORMADORA, HIDRODESULFURADORA, TRAZADORAS Y FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUROS REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.
				ELABO		CONV. UNAM-PEMEX FD-317-1 [IMP. LIMPIO HIDROS-1 SILBOS BPD (SECCION/AREA HIDROS 1	DIAGRAMA No. PP-3171-01

GLOSARIO

Accidente .- Evento no deseado que provoca daños a las personas, al ambiente, y/o instalaciones.

Actas.- Resultados impresos del análisis HazOp.

Causas.- Es lo que hace que un incidente ó accidente ocurra. Por ejemplo, falla de un equipo, de un instrumento, error humano, condiciones meteorológicas, etc.

Mediante un estudio más profundo, es posible encontrar las causas mencionadas.

Circuito.- Es la parte del proceso en la que se divide el mismo para su mejor estudio.

Consecuencias.- Es el daño leve ó grave, producto de un incidente ó accidente, que se ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, al medio ambiente y a las instalaciones.

Crudo reducido.- Se le llama así a la carga de crudo despuntada.

Desviaciones.-Palabras guía que indican una modificación cualitativa o cuantitativa de los parámetros a analizar

Emergencia.- Situación en la cuál existen una serie de eventos que pueden traer como consecuencia una accidente.

Escenario.- Situación en donde existe un riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.

Evento culminante.- Suceso último, generalmente de mayores proporciones producto de una serie de sucesos menores que puede estar relacionados o no entre sí.

Explosión.- Expansión violenta de gases que se producen por una reacción química por ignición o por calentamiento de algunos materiales que dan lugar a fenómenos acústicos térmicos y mecánicos.

Frecuencia.- Número de fallos o errores que tiene un componente, equipo o humano, por alguna unidad de tiempo determinada.

Incendio.- Fuego que esta fuera de control.

Índice de riesgo.- Combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad.

Nodo .- Subdivisión de un sistema de proceso, que tiene un origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado, y un destino en donde nuevamente hay un cambio de propiedades; este debe ser suficientemente pequeño para ser manejable y suficientemente grande para ser significativo.

Palabras guía.- Es aquella que indica la desviación parcial o total de la desviación.

Parámetro.- Es una manifestación física ó química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, ignición, etc.

Plot plan.- Plano de ubicación general de los equipos de una planta.

Probabilidad.- Es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es cero y la absoluta certeza es uno.

Protección.- Es todo lo bueno que tiene un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente ó para mitigar sus efectos.

Riesgo.- Es la condición o combinación de condiciones que, si no se corrigen, pueden conducirnos a accidentes, enfermedades o daños a la propiedad y equipos.

Toxicidad.- Característica que tienen las sustancias en sus diferentes estados que pueden provocar alteraciones bioquímicas en cualquier objeto biológico.

BIBLIOGRAFÍA

1. Manual de Operación de la planta Hidros I, Unidad hidrosulfuradora de naftas (U-400), contrato 1047, Pemex Refinación.
2. Manual Práctico. Oficina Internacional del trabajo. (OIT) Ginebra. **“Control de riesgos de accidentes mayores.”** Editorial Alfaomega. México 1995.
3. David A. Colling. **“Industrial Safety. Management and technology.”** Editorial Prentice Hall. Estados Unidos de Norteamérica 1990.
4. John V. Grimaldi y Rolling H. Simonds. **“La seguridad industrial, su administración.”** Editorial Alfaomega. México 1996.
5. Apuntes del curso **“Hazard assessment and risk analysis techniques for process industries”**, Presentado por “Continuing Engineering studies of the University of Texas at Austin” en el Instituto Mexicano del Petroleo.
6. Apuntes del taller **“Análisis de riesgos y operabilidad HazOP”**, presentado en la refinería Miguel Hidalgo en Tula Hidalgo, por el laboratorio 212 de petroquímica y polímeros de la Universidad Nacional Autónoma de México.

7. Federal Emergency Management Agency and U.S. Environmental Protection Agency. **"ARCHIE User's manual"** Version 1.0

8. James H. Gary., Glenn E. Handwerk, **"Petroleum Refining"**, Marcel Dekker, EUA 1994.

9. Nirving Sax y Richard J. Lewis Sr., **"Hazardous Chemical, desk reference."** Editorial Van Nostrand, New York . Estados Unidos de América 1987.

BIBLIOGRAFÍA

1. Manual de Operación de la planta Hidros I, Unidad hidrodesulfuradora de naftas (U-400), contrato 1047, Pemex Refinación.
2. Manual Práctico. Oficina Internacional del trabajo. (OIT) Ginebra. **“Control de riesgos de accidentes mayores.”**Editorial Alfaomega. México 1995.
3. David A. Colling. **“Industrial Safety. Management and technology.”**Editorial Prentice Hall. Estados Unidos de Norteamérica 1990.
4. John V. Grimaldi y Rolling H. Simonds. **“La seguridad industrial, su administración.”** Editorial Alfaomega. México 1996.
5. Apuntes del curso **“Hazard assessment and risk analysis techniques for process industries”**, Presentado por “Continuing Engineering studies of the University of Texas at Austin” en el Instituto Mexicano del Petroleo.
6. Apuntes del taller **“Análisis de riesgos y operabilidad HazOP”**, presentado en la refinería Miguel Hidalgo en Tula Hidalgo, por el laboratorio 212 de petroquímica y polímeros de la Universidad Nacional Autónoma de México.

7. Federal Emergency Management Agency and U.S. Environmental Protection Agency. **"ARCHIE User's manual"** Version 1.0

8. James H. Gary., Glenn E. Handwerk, **"Petroleum Refining"**, Marcel Dekker, EUA 1994.

9. Nirving Sax y Richard J. Lewis Sr., **"Hazardous Chemical, desk reference."** Editorial Van Nostrand, New York . Estados Unidos de América 1987.