

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

"ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN EL CIRCUITO
DE COMPRESIÓN (UNIDAD 500), DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS I DE LA REFINERÍA
MIGUEL HIDALGO EN TULA HIDALGO"

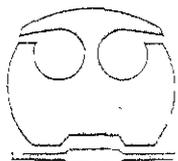
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A :

MARIO ALBERTO ARCE FRANCO



FACULTAD DE
QUÍMICA

MÉXICO, D.F.

2001.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	Alejandro Anaya Durand.
Vocal.	Prof.	Jaime Medina Oropeza.
Secretario.	Prof.	Modesto Javier Cruz Gómez.
1er. Suplente.	Prof.	Jesús Arturo Butrón Silva.
2o. Suplente.	Prof.	Baldomero Pérez Gabriel.

SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA:

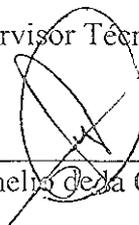
Refinería "Miguel Hidalgo", Tula de Allende Hidalgo.
Laboratorio E-212, Edificio E, Facultad de Química, UNAM.

Asesor



Dr. M. Javier Cruz Gómez.

Supervisor Técnico



M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra.

Sustentante



Mario Alberto Arce Franco.

DEDICATORIAS

A mi Papa Edilberto por el gran amor y ejemplo que me ha dado, por creer en mí y darme la mejor de las herencias que un Padre puede dar a un hijo.

A mi Mamá Delia, por el infinito amor que siempre me ha dado, por su paciencia y consejos en momentos difíciles y por ser la mejor mamá del mundo.

A mi preciosa María Esther, por demostrarme que con amor y cariño todo es posible, por confiar siempre en mí y por apoyarme y darme ánimos para salir adelante.

A mi hermana Delia por apoyarme incondicionalmente y compartir conmigo a mi pequeño sobrino David.

A mi hermano Miguel Ángel por ser un amigo y compañero excelente, y poder contar siempre con él.

Y a todas aquellas personas, familiares y amigos, que aquí no aparecen y que me acompañaron de una u otra forma, gracias por creer y confiar en mí.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por estar presente en mí a cada momento, brindarme todo el amor que sólo un Padre puede dar y ayudarme a cumplir una de mis mas grandes metas.

A mi querida Universidad Nacional Autónoma de México, por haberme dado los conocimientos y el carácter necesario para poder salir siempre adelante.

A mis hermanos Alfonso y José, por impulsarme a salir siempre adelante y ser unos magníficos amigos.

A mis tíos Jesús y Rut, por creer en mí y apoyarme incondicionalmente en esta maravillosa aventura.

A mis tíos Lorenzo y Nínfa por ayudarme a realizar este gran sueño.

A la Familia Mota Medina por todo el apoyo y confianza que siempre me han brindado.

A todos los profesores, que con su granito de arena, logran formar un gran desierto para bien de toda la sociedad.

Al Dr. M. Javier Cruz Gómez por haberme dado la oportunidad de ser parte de su equipo de trabajo, por los conocimientos compartidos y por confiar en mí.

A la Refinería "Miguel Hidalgo" (PEMEX Refinación) por su entusiasta colaboración para la realización de esta tesis, en especial para el Ing. Cesar Marín Cortés, el Ing. Filemón Cervantes Rodríguez, el Ing. Javier González, el Ing. Alfredo Miranda y todo el personal de la HDROS-I.

Al M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra, por el apoyo que siempre me mostró, y por compartir sus conocimientos.

A todos mis amigos de la Facultad, por haber compartido momentos maravillosos e inolvidables, y haber formado una amistad para siempre. Gracias a Eduardo, Grethel, Israel, Itzía, Quetzal, Bárbara, Noemí, Viviana, Rosy, Víctor Manuel, Genaro y todos los demás, que aunque no aparecen aquí, siempre estarán en mí.

A todos los que estuvieron conmigo en el Lab. 212 y en el CEASP^A, y que con su ayuda y compañía todo fue más fácil: Ramón, Eduardo, Grethel, Israel, Genaro, Daniel, Carlos, José, Vianey, Sonia Torres, Marco Antonio, Octavio, Claudia Ebdín, Miguel, Fernando, Néstor, Sonia Monroy, Paola, Erica, Alejandra, Millería, Fermín, Hugo, "Durango", Israel, Miriam, Martha, Verónica, Fernanda, Leticia, Irma, Raúl, "Bam Bam", "Igor" y Claudia S.

INDICE

	PÁGINA
CAPITULO I. INTRODUCCIÓN	
1.1 Justificación	1
1.2 Objetivos	3
1.3 Técnicas de análisis que se usaron	4
CAPITULO II. MARCO TEÓRICO	
2.1 Antecedentes	5
2.2 Definición de las palabras “Riesgo” y “Peligro”	8
2.3 Objetivos del Análisis de Riesgos	9
2.4 Etapas de un Análisis de Riesgos	10
2.4.1 Identificación de Riesgos	11
2.4.2 Análisis de Consecuencias	11
2.4.3 Cuantificación del Riesgo	12
2.5 Clasificación de las Técnicas de Análisis de Riesgos	15
2.5.1 Métodos comparativos de Identificación de riesgos	16
2.5.1.1 Códigos y Normas	17
2.5.1.2 Listas de Comprobación (Checklist)	17
2.5.1.3 Análisis Histórico de accidentes	17
2.5.2 Índices de Riesgo	18
2.5.3 Métodos Generalizados	18
2.5.3.1 Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp)	19
2.5.3.2 Análisis “What If”	20
2.5.3.3 Análisis de Árbol de Fallas	20
2.5.3.4 Análisis de Árbol de Sucesos	22
2.5.3.5 Análisis de Consecuencias de Incendio y Explosión	23
2.5.3.5.1 Incendio	23
2.5.3.5.2 Inflamabilidad	24
2.6 Selección de las Técnicas de Análisis de Riesgos	24

INDICE

	PÁGINA
CAPITULO III. ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD	
3.1 Orígenes del Análisis HazOp	27
3.2 Definición del Análisis HazOp	27
3.3 Uso de las Palabras Guía	28
3.3.1 Palabras Guía Primarias	29
3.3.2 Palabras Guía Secundarias	30
3.4 Metodología del Análisis HazOp	33
3.5 Formación del Equipo HazOP	39
3.6 Trabajo Preparatorio	40
3.6.1 Reunión de la información	41
3.6.2 Entendimiento de la operación de la Planta	42
3.6.3 Subdivisión de la Planta y planeación de la secuencia	43
3.6.4 Marcaje de los diagramas	44
3.6.5 Creación de la lista de las palabras guía apropiadas	44
3.6.6 Preparación de los temas a tratar	45
3.6.7 Selección de los miembros del equipo “HazOp”	46
3.8 El Informe	48
3.9 El Programa de trabajo	49
CAPITULO IV. TRABAJO EN CAMPO	
4.1 Descripción del proceso de Reformado Catalítico	50
4.1.1 Reacciones	50
4.1.1.1 Reacciones de Deshidrogenación	51
4.1.1.2 Reacciones de Isomerización	53
4.1.1.3 Reacciones de Craqueo con Hidrógeno	54
4.1.2 Procesos de Reformado Catalítico	54
4.1.3 Catalizadores de Reformado	55
4.2 Descripción del Proceso de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas	56

INDICE

	PÁGINA
4.3 Descripción del Proceso de la Unidad Reformadora de Naftas “U500”	57
4.4 Selección y descripción de la Sección o Unidad de Proceso	62
4.5 Descripción del Circuito de Compresión	62
4.6 Descripción del Sistema de Control Distribuido para el Circuito de Compresión	67
4.7 Resultados del Análisis HazOp	69
4.8 Evaluación cuantitativa de Riesgos con la Técnica del Árbol de Fallas	90
4.9 Evaluación de efectos de Incendio y Ruptura del Tanque FA-511	95
CAPITULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
5.1 Conclusiones y Recomendaciones del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp)	99
5.2 Conclusiones y Recomendaciones del Análisis de Árbol de Fallas	102
5.3 Conclusiones y recomendaciones del Análisis de Consecuencias	103
APÉNDICE A	105
APÉNDICE B	105
APÉNDICE C	107
BIBLIOGRAFIA	110

INDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 2.1 Principales accidentes ocurridos	6
Tabla 2.2 Clasificación de las técnicas de Análisis de Riesgos	15
Tabla 2.3 Puntos de verificación de los Métodos Comparativos	16
Tabla 2.4 Puntos de verificación de los Índices de Riesgos	19
Tabla 2.5 Simbología del Análisis de Fallas	16
Tabla 3.1 Definición de las Palabras Guía	30
Tabla 3.2 Matriz de desviaciones de la técnica “HazOp” para Procesos Químicos y Procedimientos	30
Tabla 3.3 Formato de Registro de las sesiones HazOp	37
Tabla 3.4 Niveles de Frecuencia	34
Tabla 3.5 Niveles de Gravedad	34
Tabla 3.6 Matriz de Riesgo	34
Tabla 4.1 Probabilidad del evento sin protecciones	92
Tabla 4.2 Probabilidad del evento con protecciones	92
Tabla 4.3 Potencial de Pérdida y Pérdida Máxima Probable	92
Tabla 4.4 Análisis del efecto “Dardo de Fuego”	95
Tabla 4.5 Distancias y efectos por explosión de Tanque FA-511 presurizado	96
Tabla 5.1 Lista de recomendaciones surgidas en el Análisis HazOp	100

INDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 2.1 Etapas de un Análisis de Riesgos	10
Figura 2.2 Etapas de un Análisis Cuantitativo de Riesgos	13
Figura 2.3 Utilidad del Análisis de Riesgos	14

INDICE DE DIAGRAMAS

	PÁGINA
Diagrama 3.1 Procedimiento del Análisis HazOp	38
Diagrama 4.1 Diagrama de Flujo de Proceso de la Unidad Reformadora de Naftas	61
Diagrama 4.2 Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Unidad Reformadora de Naftas	65
Diagrama 4.3 Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Unidad Reformadora de Naftas	66
Diagrama 4.4 Sistema de Control Distribuido	68
Diagrama 4.5 Diagrama de Árbol de Fallas sin Protecciones	93
Diagrama 4.6 Diagrama de Árbol de Fallas con Protecciones	94
Diagrama 4.7 Diagrama de radio de afectación por explosión del tanque FA-511	97
Diagrama 4.8 Diagrama de Análisis de Consecuencias	98

LISTA DE ABREVIATURAS

BLEVE	Explosión del Vapor de un Líquido Hirviendo en Expansión
bls.	Barriles
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
ETA	Análisis de Árbol de Eventos
F	Frecuencia
FMEA	Análisis de Modalidades de Fallas y sus Efectos
FTA	Análisis de Árbol de Fallas
HazOp	Análisis de Riesgos y Operabilidad
IFE	Índice de Fuego y Explosión
LIE	Límite Inferior de Explosividad
LII	Límite Inferior de Inflamabilidad
LSE	Límite Superior de Explosividad
LSI	Límite Superior de Inflamabilidad
PM	Peso Molecular
R	Riesgo
SCD	Sistema de Control Distribuido
TNT	Tri Nitro Tolueno

GLOSARIO

Accidente. Evento o combinación de eventos no deseados e inesperados, instantáneos o no, que tienen consecuencias tales como lesiones o enfermedad al personal, daños a terceros en sus bienes o en sus personas, daño al medio ambiente, daño a las instalaciones o alteración a la actividad normal del proceso.

Análisis de Riesgo. Conjunto de técnicas que consisten en la identificación, análisis y evaluación sistemática de la probabilidad de la ocurrencia de daños asociados a los factores externos (fenómenos naturales, sociales) fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de administración, con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias en los empleados, público en general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

Accidentes mayores. Cualquier suceso, tal como una emisión, fuga, vertido, incendio o explosión, que sea consecuencia de un desarrollo incontrolado de una actividad industrial, que suponga una situación de grave riesgo, catástrofe o calamidad pública, inmediata o diferida, para las personas, el medio ambiente y los bienes, ya sea en el interior o en el exterior de las instalaciones.

Causas. Son las razones por las que se pueden producir desviaciones, es decir es lo que hace que un incidente o accidente ocurra.

Clase. Es la prioridad asignada a las acciones recomendadas en base al nivel de riesgo encontrado basado en la matriz de riesgos.

Consecuencia. Resultado de un evento no deseado, medido por sus efectos en los empleados, público en general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

Desviación. Son desvíos de la intención de diseño (Flujo, Presión, Temperatura, Reacción, Nivel, etc.) que se descubren mediante la aplicación sistemática de las palabras guía.

Escenario de Riesgo. Determinación de un evento hipotético en el cual se toma en consideración la ocurrencia de un accidente bajo condiciones determinadas, definiendo mediante la aplicación de modelos matemáticos y criterios acordes a las características de los procesos y/o materiales, las zonas potencialmente afectadas.

Frecuencia. Es el número de incidentes o sucesos que se han observado en un lapso de tiempo dentro de la Planta.

Gravedad. Son las consecuencias dañosas que puede tener un incidente dentro de la Planta. Su nivel se asigna con ayuda del equipo multidisciplinario y con ayuda de la Tabla.

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

Mitigación. Conjunto de acciones para disminuir las consecuencias de la ocurrencia de un accidente.

Modelo. Representación simplificada o esquemática de un evento de proceso con el propósito de facilitar su comprensión o análisis.

Nodo. Es la subdivisión de un sistema de proceso, este se puede identificar por el cambio de propiedades, en su origen comienzan nuevas propiedades del material y en su destino nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo

Recomendaciones. Son todas las acciones o medidas que se pueden implementar para reducir o mitigar la probabilidad de que ocurra un accidente o incidente.

Riesgo (risk). Es la posibilidad de sufrir pérdidas, o como una medida de pérdida económica o daño a las personas, expresada en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias.

Salvaguarda. Es una protección para evitar o disminuir los efectos de algún acontecimiento no deseado.

Peligro (hazard). Designa una condición física o química que puede causar daños a las personas, el medio ambiente o la propiedad.

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

Protecciones. Son todas las acciones o medidas que se toman dentro del sistema de estudio para mitigar o reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o incidente.

CAPITULO I
INTRODUCCIÓN



1.1 JUSTIFICACIÓN.

Durante los últimos años, la industria química ha experimentado cambios de gran importancia. Estos cambios son el uso de nuevos procesos, e inclusive nuevas industrias, nacimiento de nuevas tecnologías, automatización de las plantas, entre otras, lo que ha provocado un aumento, casi exponencial, en el número y aplicaciones de los productos obtenidos en la industria química.

Por otro lado, hoy en día existen plantas químicas de gran tamaño, y como es lógico, este crecimiento, tanto en número de plantas como su capacidad de producción, ha aumentado el número de personas que podrían estar expuestas a las consecuencias de un accidente industrial.

A consecuencia de lo dicho anteriormente, se ha desarrollado una sensibilidad especial ante la posibilidad de que un accidente industrial, que por su magnitud, sea capaz de causar daños importantes no solo a la propiedad o al medio ambiente, sino también a seres humanos. La calidad de vida que la sociedad percibe ya no se asocia sólo al nivel de los productos y servicios que se ofrecen, sino también a la seguridad dentro de las industrias que los producen. La industria por su parte, ha respondido, en general, a las demandas de la sociedad, lo que ha dado origen a la aparición de programas de seguridad, que se han ido extendiendo poco a poco dentro de la industria química.

Cualquier acción que pretenda mejorar el nivel de seguridad en un proceso determinado debe comenzar por realizar un diagnóstico de la situación, identificando las posibles áreas problemáticas y evaluando las alternativas disponibles. Resulta difícil realizar esta tarea utilizando únicamente la experiencia la intuición, sin el apoyo de una herramienta capaz de examinar sistemáticamente los problemas de seguridad que surgen dentro de la industria química. El Análisis de Riesgos es la disciplina que da respuesta a esta necesidad, ya que por medio de una serie de técnicas, produce una estimación cuantitativa de los riesgos involucrados dentro de un determinado proceso⁽¹⁾



PEMEX, buscando ser una de las empresas líderes en materia de seguridad industrial y de protección ambiental, está implantando dentro de sus instalaciones el Sistema Integral de Administración de Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA), que es una herramienta para asegurar el cumplimiento de las políticas de seguridad, de protección al ambiente y normas nacionales e internacionales. El SIASPA está integrado por 18 elementos relacionados con el factor humano, los sistemas de trabajo y las instalaciones. El elemento número 12 corresponde a los Análisis de Riesgos y tiene como objetivos:

- Identificar riesgos a la salud, integridad física, al medio ambiente y a la propiedad.
- Reducir los riesgos a los trabajadores y población circunvecina a las instalaciones, mediante técnicas adecuadas (medidas de prevención, protección y control) para controlarlos y reducirlos a niveles aceptables.
- Reducción significativa de incidentes e impactos ambientales, sus consecuencias y costos asociados.
- Lograr que el personal lleve a cabo sus actividades con plena conciencia de los riesgos que implica la operación.
- Mejorar la operabilidad y confiabilidad de los equipos de proceso.
- Establecer planes de emergencia y medidas de protección.

PEMEX Refinación, preocupado por cada uno de los puntos del SIASPA y para poder dar seguimiento al elemento 12 relacionado con los Análisis de Riesgos dentro de sus instalaciones, acordó llevar a cabo un estudio en la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas I (HIDROS-I) de la Refinería “Miguel Hidalgo” en Tula de Allende Hidalgo, en conjunto con la Facultad de Química de la UNAM, con el objetivo de que se mantenga en límites aceptables la seguridad de la planta, que conlleve al beneficio y seguridad de la gente que labora en ella y a la que habita en los alrededores de dicha planta y a la de mantener una eficiencia en la misma.

Y aunque existen diversos trabajos de tesis sobre Análisis de Riesgos, es importante aclarar que éste es el primer Análisis de Riesgos aplicado a un circuito de compresión dentro de un proceso de refinación. Los temas tratados anteriormente, ubicados dentro de la técnica de Árbol de fallas son: la fuga de un tarrete acumulador¹, incendio de un calentador de agua



directo⁽¹⁴⁾ y la ruptura de una torre depropilenizadora⁽¹⁵⁾, con respecto a la técnica de Análisis de Consecuencias, se han planteado los modelos de formación de una bola de fuego y “flame jet” para una torre depropilenizadora⁽¹⁵⁾ y la formación de una nube tóxica de sulfuro de hidrógeno por ruptura de un tanque acumulador⁽¹³⁾, y con respecto al Análisis HazOp, se han planteado este tipo de análisis en un circuito de flujo de gas LP y propano–propileno⁽¹⁵⁾, en el circuito de reacción de la unidad reformadora de naftas⁽¹⁴⁾, y en el circuito de tratamiento con DEA de la unidad hidrodesulfuradora de naftas⁽¹³⁾. También, con respecto a los temas citados anteriormente, en este trabajo se incluye una descripción detallada de la técnica HazOp, enriquecida con importantes pautas a seguir durante la realización de un estudio HazOp, las cuales fueron obtenidas durante la realización de este estudio HazOp, puntos que no habían sido considerados en los trabajos anteriores.

1.2 OBJETIVOS:

- Identificar y evaluar el nivel de riesgos en la Sección de Compresión de la Unidad 500 de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas I, aplicando la técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad “HazOp”.
- Establecer las medidas para controlar o reducir el nivel de riesgo encontrado en la Sección de Compresión de la Unidad 500 de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas I, con el fin de mejorar la operabilidad y la seguridad de la sección ó unidad de proceso.
- Aplicando la técnica de Análisis de Árbol de Fallas en el escenario “Falla del compresor GB-502 A/B”, evaluar y cuantificar el riesgo para decidir si se acepta o no.
- Aplicando la técnica de Análisis de Consecuencias en el escenario “Ruptura del Tanque FA-511 (Tanque de succión de la primera etapa de compresión del compresor GB-502 A/B)”. Determinar los posible daños ocasionados.
- Fomentar los principios de seguridad e higiene haciendo conscientes de ellos a todas las personas interesadas, mediante el recurso de actividades de formación.



1.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS QUE SE USARON.

En su mayoría, las técnicas de análisis de riesgos han demostrado ser eficientes, sin embargo difieren en su metodología. Esta diferencia y el tipo de resultados que pueden ser obtenidos en particular de cada uno de ellos, sugieren que pueden combinarse para obtener mejores resultados. En el presente trabajo se combinaron la técnica HazOp (aplicada a la Sección de Compresión), la técnica de Análisis de Árbol de Fallas (aplicada al Compresor GB-502 A/B) y la técnica de Análisis de Consecuencias (aplicada al Tanque de Succión de la primera etapa del Compresor GB-502 A/B).

La técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad “HazOp” identifica riesgos potenciales en la planta y desviaciones de las intenciones de diseño, y establece las recomendaciones para minimizarlos y mejorar la operabilidad de la misma. La técnica de Análisis de Árbol de Fallas es usada para la evaluación cuantitativa de un escenario seleccionado y en base a los resultados obtenidos de este análisis se toma la decisión de aceptar o no el riesgo. El Análisis de Consecuencias permite estimar los efectos que puede causar un incidente, y conocidos los resultados, desarrollar acciones que mitiguen o reduzcan el riesgo del evento así como los posibles daños al personal y a la planta.

NOTA ACLARATORIA:

El término HazOp (Hazard and Operability Analysis), literalmente significa Análisis de Peligros y Operabilidad, sin embargo, como en el análisis se identifican, minimizan, aíslan y corrigen los riesgos encontrados, se le llamará por convención, Análisis de Riesgos y Operabilidad.

CAPITULO II
MARCO TEÓRICO



2.1 ANTECEDENTES.

Durante las últimas cinco décadas, la industria química ha experimentado una serie de cambios importantes, gracias a la aparición de nuevos materiales, al uso de nuevas tecnologías y a la generación de nuevas aplicaciones para los productos químicos. Estos cambios sumados al crecimiento demográfico, han dado lugar a la instalación de un número cada vez mayor de nuevas plantas y a un aumento en la capacidad de las mismas, a fin de satisfacer las necesidades de la población. Por esta razón, el número de personas expuestas a los efectos de los accidentes relacionados con esta industria, se han incrementado de manera importante, lo que a su vez ha provocado que el público en general tome conciencia de los riesgos que genera la falta de seguridad en las empresas y promueva la creación de leyes y normas que regulen sus actividades y que haya una mayor vigilancia en estos tipos de industrias por parte de las autoridades.

El nivel de riesgo asociado con la industria química se considera elevado por tres diferentes razones. En primer lugar, el tipo de materiales utilizados o producidos en las plantas químicas, en su mayoría se catalogan como peligrosos al ser tóxicos, corrosivos, explosivos o inflamables y por este motivo, en caso de alguna fuga o derrame, pudieran generar graves daños a las personas. En segundo lugar, los procesos utilizados en la industria química requieren, en algunas ocasiones, el uso de variables de operación en condiciones extremas, y por lo tanto generan un riesgo pues en caso de falla en el equipo o en el sistema de control, pueden provocar graves accidentes. Y, finalmente, los grandes volúmenes de consumo y producción en las diferentes plantas, tienen como efecto el aumentar la gravedad de los accidentes que pudieran ocurrir.

Los factores mencionados en el párrafo anterior, sumados a los errores humanos así como a una incorrecta administración de la seguridad en algunas empresas, han sido las causas de los graves accidentes que han ocurrido durante la fabricación, el uso, el almacenamiento y el transporte de productos químicos, en diferentes lugares alrededor del mundo, algunos de los cuales han afectado de manera directa a la población, provocando la pérdida de muchas vidas humanas. En la Tabla 2.1 se muestran algunos ejemplos de estos accidentes.



Tabla 2.1 Principales accidentes ocurridos⁽²⁾.

ACCIDENTES	CONSECUENCIA
<p>1. <u>Flixborough (UK), 1 de Junio de 1974.</u> En una planta de Nypro la rotura de una tubería provoca la descarga de unas 80 toneladas de ciclohexano líquido y caliente. La nube resultante da origen a una explosión de gran poder destructivo.</p>	<p>28 muertos y cientos de heridos. Destrucción completa de las instalaciones</p>
<p>2. <u>Seveso (Italia), 9 de Julio de 1976.</u> En una planta de ICMESA (Hoffmann La Roche). Una reacción química fuera de control provoca el venteo de un reactor, liberándose unas 2 toneladas de productos químicos a la atmósfera. Entre estos había de 0.5 a 2 kilogramos de dioxina, cuya dosis letal para una persona de sensibilidad promedio es inferior de 0.1 miligramos.</p>	<p>Fue preciso evacuar a más de 1,000 personas. No hubo muertos como consecuencia directa del accidente, pero la dioxina afectó a muchas personas (acné por cloro), se produjeron abortos y contaminación del suelo.</p>
<p>3. <u>Camping de los Alfagues, San Carlos de la Rápita (España), 11 de Julio de 1978.</u> Un camión de 39 toneladas sobrecargado con unos 45 m³ de propileno, dio origen a una explosión BLEVE al chocar con un camión Camping.</p>	<p>215 muertos</p>
<p>4. <u>Cubatao (Brasil), 25 de Febrero de 1974.</u> Un oleoducto sufre daños. La gasolina que escapa se evapora y se inflama, dando origen a una gran esfera de fuego.</p>	<p>Al menos 500 muertos</p>
<p>5. <u>México D. F. (México), 19 de Noviembre de 1984.</u> Hacen explosión varios contenedores con L.P.G. en San Juan Ixhuatepec.</p>	<p>452 muertos y más de 4,000 personas con lesiones diversas.</p>
<p>6. <u>Bhopal (India), 13 de Diciembre de 1984.</u> Se produce un escape de gas tóxico (isocianato de metilo) en una planta de Union Carbide que producía una sustancia insecticida. La emisión se esparce sobre una superficie de unos 40 km²</p>	<p>2,500 muertes directas por envenenamiento y aproximadamente el mismo número en condiciones críticas. Unas 150,000 personas requirieron tratamiento médico. Se produjeron efectos a largo plazo, como ceguera, trastornos mentales, lesiones hepáticas y renales, así como malformaciones embriónicas</p>



<p>7. <u>Guadalajara (México), 23 de Abril de 1992.</u> Se produce una serie de explosiones en cadena a lo largo de una red urbana de alcantarillado de unos 13 kilómetros de longitud, al parecer debido a vertidos de combustible en los mismos.</p>	<p>Los datos oficiales informan de 200 muertos y 1,500 heridos, 1,200 viviendas destruidas, así como 450 inmuebles comerciales. Las estimaciones de daños económicos están alrededor de los 7,000 millones de dólares.</p>
<p>8. <u>UNAM (Facultad de Química-Biomédicas), México, 01 de julio de 1998.</u> Ocurre una explosión en uno de los laboratorios del Instituto de Investigaciones Biomédicas.</p>	<p>Pérdidas materiales ya que ocasionó cuantiosos daños a edificios y a equipos de investigación.</p>

Estos accidentes, sumados a la falta de conocimientos del público en general con respecto a los procesos utilizados en las plantas químicas, además de los problemas ambientales asociados con la industria química, han generado un sentimiento de rechazo en la población, lo que ha favorecido en muchas ocasiones, se legisle de manera incorrecta, obligando a las empresas a gastar demasiados recursos en materia de seguridad, o por el contrario, permitiendo que operen en condiciones poco seguras. En ambos casos, las medidas y decisiones que se toman, dependen de factores ajenos al tema de seguridad al involucrar cuestiones políticas, económicas y sociales, que no se relacionan de ninguna forma con las raíces del problema. Para evitar esta situación se debe comprender que en la industria química, para dar una solución al problema de la seguridad, se debe realizar un estudio a fondo de cada caso, para conocer las causas y consecuencias de los posibles accidentes y así, distinguir entre el riesgo verdadero, que ha sido evaluado de manera objetiva y el riesgo percibido por los sujetos pasivos, basados sobre todo en apariencias.

Se debe señalar que por muchas medidas que se tomen para mejorar la seguridad de los procesos, es imposible eliminar por completo los riesgos derivados de la operación de las plantas químicas, ya que solo se eliminaría completamente el riesgo si la planta no existiera, y puesto que la industria química es necesaria, por lo tanto se deben establecer acciones para reducir o mitigar la frecuencia y la gravedad de cualquier accidente que se pudiera presentar.



Bajo esta perspectiva, las técnicas de Análisis de Riesgos permiten dentro de los niveles de incertidumbre asociados a cada una de ellas y a los datos disponibles, señalar los puntos críticos de los procesos, cuantificar la magnitud de los riesgos y comparar las diferentes alternativas de solución. Los resultados que se obtienen con las técnicas de análisis de riesgos nos permiten comparar los niveles de riesgo que se tienen en la planta, con los valores fijados como límite por los gobiernos y la sociedad, expresados a través de las normas y códigos aplicables en materia de seguridad y operación. De esta manera se decide si un riesgo es aceptable o no, entendiéndose por aceptable, que se puede convivir con el riesgo, sin poner en peligro tanto a las instalaciones como al personal, y como no aceptable, aquel que representa un peligro para las instalaciones y el personal y al cual debe encontrársele una solución para que deje de ser no aceptable.

2.2 DEFINICION DE LAS PALABRAS “RIESGO” Y “PELIGRO”.

En materia de seguridad, la palabra “riesgo” y la palabra “peligro” son utilizadas de manera incorrecta en muchas ocasiones y a menudo se piensa que son sinónimos. Sin embargo, aún cuando en apariencia queda claro su significado, antes de continuar con otros temas definiremos el correcto significado de ambos términos con el fin de evitar confusiones.

Riesgo:

Es la probabilidad de un suceso no deseado expresada en función de las pérdidas humanas o económicas derivadas del mismo. En el vocabulario de la lengua inglesa, corresponde al término “*risk*”.

$$\text{Riesgo} = \left[\begin{array}{c} \text{Frecuencia} \\ \text{del accidente} \end{array} \right] \times \left[\begin{array}{c} \text{Daños ocasionados} \\ \text{por el accidente} \end{array} \right]$$



Peligro:

Se utiliza para designar una condición física o química que puede causar daños a las personas, al ambiente o a la propiedad. En el vocabulario de la lengua inglesa, corresponde al término “*hazard*”.

Como podemos observar existe una diferencia clara entre riesgo y peligro aunque frecuentemente se habla de que hay un peligro elevado cuando en realidad se quiere decir que el nivel de riesgo es alto.

2.3 OBJETIVOS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS.

El Análisis de Riesgos es una disciplina que combina la evaluación de los procesos desde el punto de vista de la ingeniería con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias y consecuencias de accidentes.

“El Análisis de Riesgos en Procesos es un esfuerzo organizado para identificar las debilidades asociadas con el diseño u operación del proceso que podrían conducir a consecuencias indeseables (perjuicios personales o daños de equipo catastróficos)”⁽¹⁶⁾

El Análisis de Riesgos tiene como objetivo evaluar los riesgos que se presentan en un determinado proceso, y generar la información necesaria para la toma de decisiones y la implementación de medidas preventivas y correctivas, que permiten mejorar la seguridad, tomando en cuenta la relación costo–beneficio asociada con estas medidas.

El Análisis de Riesgos también permite identificar las posibles causas de accidentes, conocer los mecanismos por los cuales se desarrollan, evaluar sus consecuencias y estimar su probabilidad de ocurrencia. Los resultados del Análisis de Riesgos, como se mencionó en el párrafo anterior, pueden ser utilizados para la toma de decisiones (gerencia o administración de riesgos), ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o



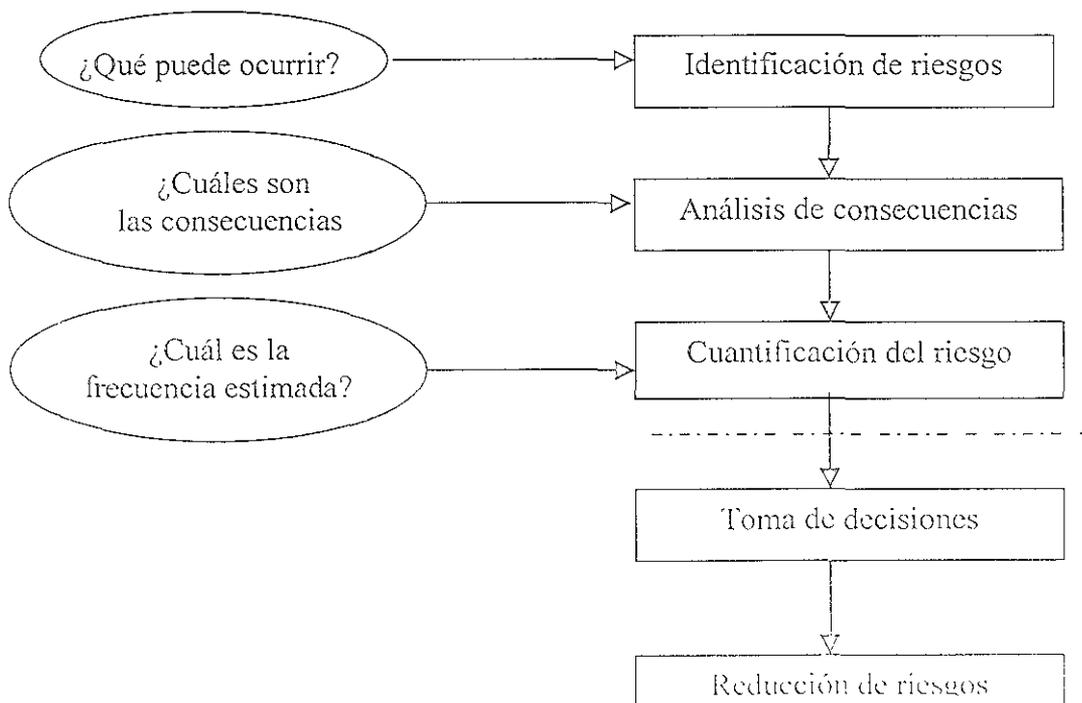
mediante la comparación con los niveles de riesgo fijados como objetivo en una determinada actividad y para una mejor distribución de los recursos disponibles.

2.4 ETAPAS DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS

Un análisis de riesgos para la prevención de accidentes toma en cuenta, de manera general, las siguientes etapas:

1. Identificación de sucesos no deseados, que pueden conducir a la materialización de un peligro. Técnicas disponibles: What if, Checklist, HazOp, etc.
2. Análisis de los mecanismos por los cuales los sucesos no deseados tienen lugar. Técnicas disponibles: Análisis de Árbol de Fallas (FTA) o Análisis de Árbol de Eventos (ETA).
3. Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que se producen. Técnicas disponibles: Base de datos de frecuencia de fallas, modelos de cálculo de efectos de incendios, explosiones y sustancias tóxicas.

Figura 2.1 Etapas de un Análisis de Riesgos⁽²⁾.





2.4.1 IDENTIFICACION DE RIESGOS.

La primera pregunta ¿Qué puede ocurrir?, se refiere a todas las circunstancias que pueden dar origen a efectos adversos. Esta pregunta es totalmente cualitativa y permite la identificación de posibles riesgos. Los resultados que se espera obtener en esta etapa es una lista de todas las desviaciones que:

- Pueden producir un efecto adverso significativo y
- Tienen una probabilidad razonable de producirse.

En esta etapa es importante la experiencia acumulada sobre el proceso en estudio, lo que nos permitirá descartar, sin un razonamiento previo, las desviaciones improbables.

Es conveniente señalar, que el equipo de trabajo debe realizar una búsqueda exhaustiva para evitar la omisión de cualquier situación que pueda generar un peligro para la planta. Se sobreentiende que si alguna causa no es identificada, no podrá ser analizada en las siguientes etapas y por lo tanto, no se tomarán las medidas necesarias para evitar las situaciones de peligro que puedan derivarse de dicha causa.

2.4.2 ANALISIS DE CONSECUENCIAS.

La segunda pregunta es ¿Cuáles son las consecuencias?. Para responder a esta pregunta es necesario contar con un modelo o modelos que relacionen la causa original identificada con los efectos previstos, de manera que estos últimos puedan ser cuantificados. Estos modelos predicen, por ejemplo, la intensidad y duración de un escape y la magnitud de las zonas afectadas. Se debe mencionar la importancia de analizar todos y cada uno de los posibles escenarios, ya que es evidente que una misma situación de peligro puede tener diferentes consecuencias en función de las condiciones del sistema y de los factores externos que se presenten, como pueden ser la dirección del viento, el tiempo de respuesta de los operadores, la cercanía de equipos o líneas de proceso al área de peligro, o la aplicación adecuada de los planes de emergencia.



2.4.3 CUANTIFICACION DEL RIESGO.

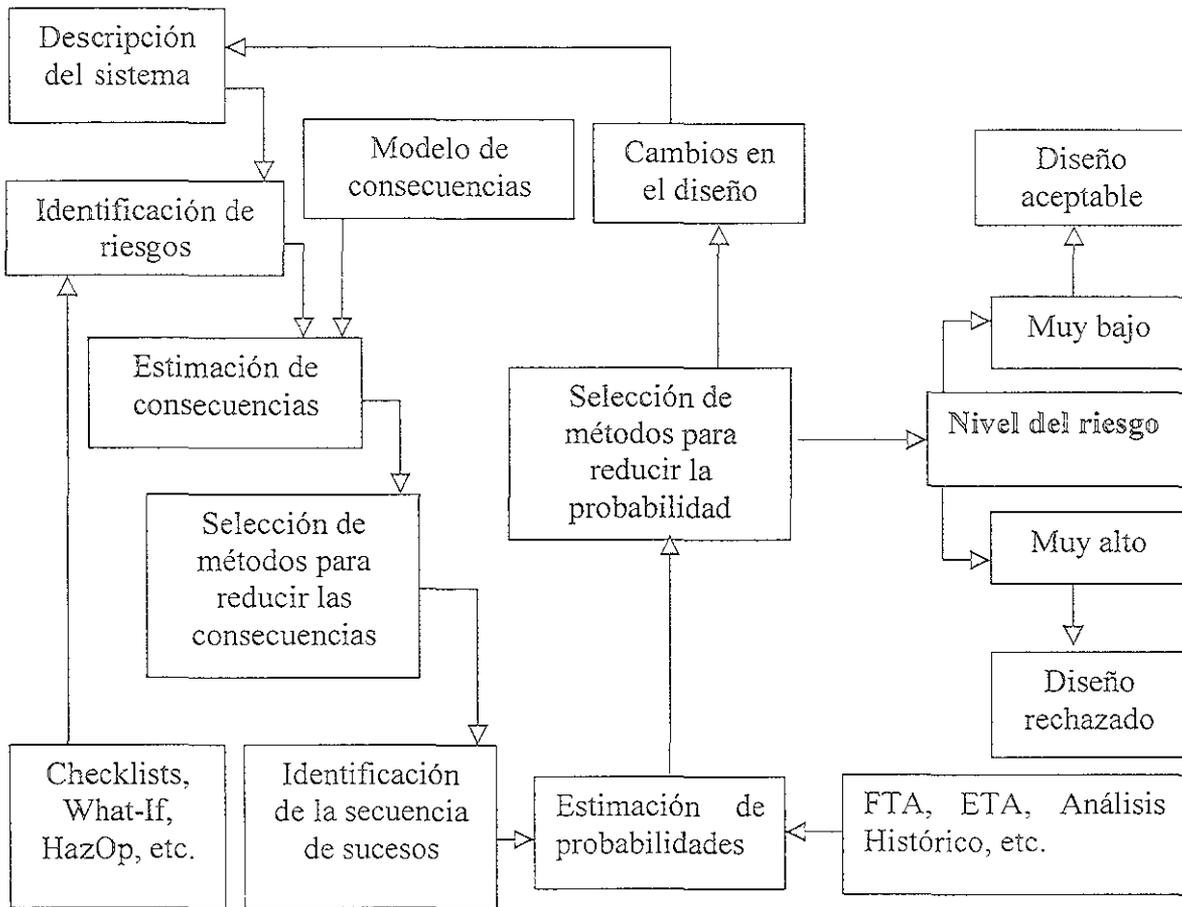
La pregunta *¿Con qué frecuencia?*, nos conduce a determinar la frecuencia o la probabilidad de que tengan lugar los sucesos, que pueden producir daños importantes, durante la vida útil estimada de la instalación. El producto de la magnitud del daño esperado por la probabilidad de que tenga lugar nos proporciona “la esperanza matemática del daño”, la cual es de gran utilidad en la toma de decisiones.

Es posible obtener una estimación semicuantitativa de la probabilidad de un incidente/accidente a partir de registros históricos. Sin embargo, muy frecuentemente nos encontramos con que no hay suficientes datos sobre accidentes registrados, debido, a veces, a la dificultad para recopilarlos. Por esto, se acude a técnicas más estructuradas como el análisis de árbol de fallas (FTA) o al análisis de árbol de sucesos (ETA). Para aplicar estas técnicas se asignan probabilidades a los distintos sucesos colocados en el árbol que conducen al acontecimiento indeseable, usando la información disponible en bases de datos sobre frecuencias de falla de equipos y componentes.

La información generada a lo largo del Análisis de Frecuencias nos permitirá saber en primer lugar si los riesgos identificados son reales o no y en segundo lugar, nos ayudará a conocer cuales de los posibles escenarios son los que tienen una mayor probabilidad de ocurrir.



Figura 2.2 Etapas de un Análisis Cuantitativo de Riesgos⁽¹⁶⁾.



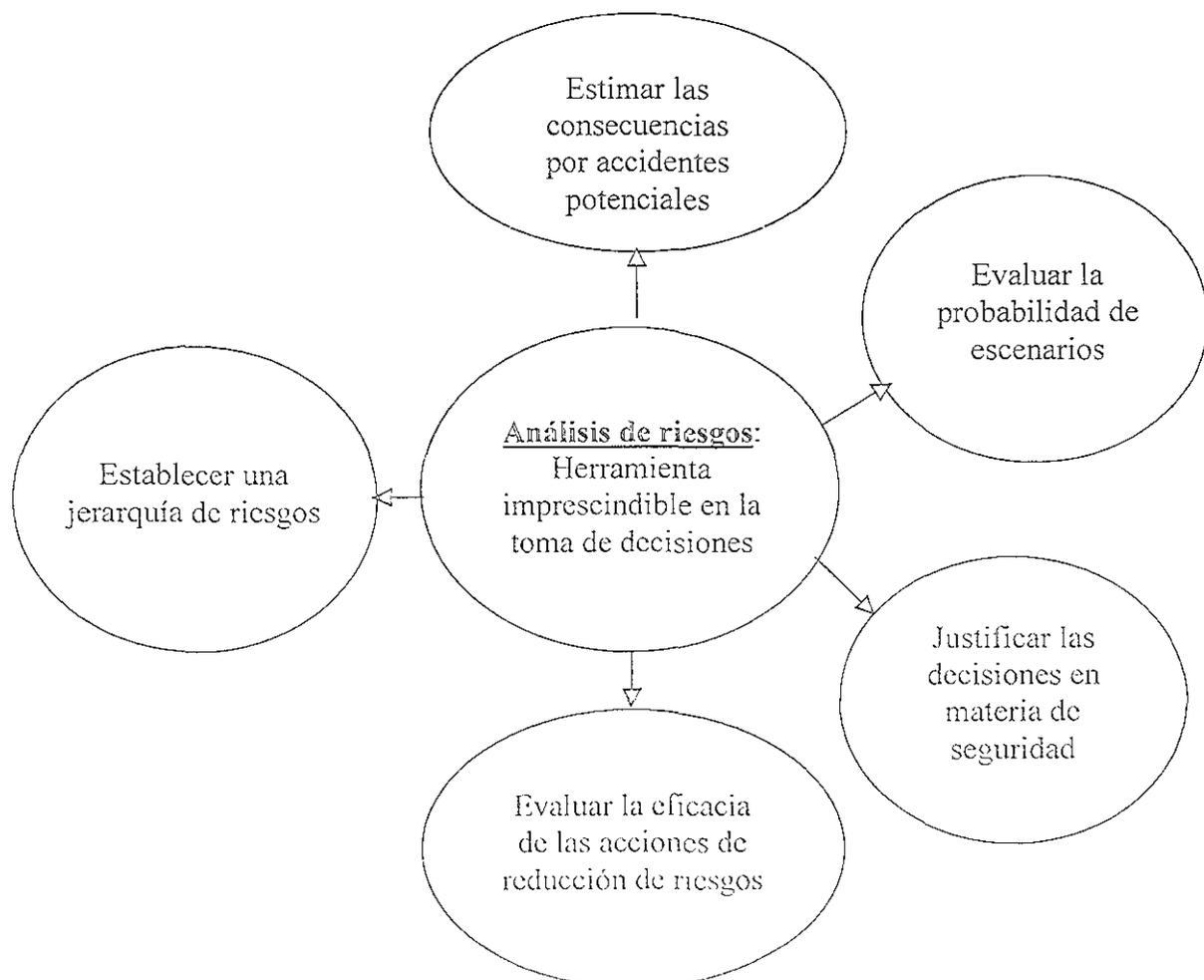
Aunque no se contempla en el diagrama anterior, una de las actividades previas al análisis de riesgos es desarrollar una base de datos para el análisis, el cual debe contener datos sobre factores externos y de probabilidad de incidentes/accidentes tales como.

- Topografía y uso del terreno circundante.
- Datos demográficos.
- Datos meteorológicos.
- Servicios externos.
- Datos históricos de incidentes/accidentes.
- Datos de fiabilidad de las instalaciones y componentes.
- Registro de catástrofes naturales, etc



Un riesgo determinado puede ser aceptado en su nivel actual o puede ser reducido. En ambos casos, la decisión implica estimar la magnitud de las consecuencias que pueden derivarse de un accidente y de la probabilidad del mismo, así como el costo de las medidas correctivas. El análisis de riesgos permite identificar las posibles causas iniciadoras de un accidente y los mecanismos de su desarrollo, evaluar sus consecuencias y la probabilidad de que tenga lugar. Cuando se tiene esta información para los distintos escenarios de accidentes, estamos en condiciones de establecer una jerarquía de riesgos de acuerdo a una lista de prioridades de reducción de riesgos.

Figura 2.3 Utilidad del Análisis de Riesgos.





2.5 CLASIFICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.

Para llevar a cabo el Análisis de Riesgos de un determinado proceso, se deben evaluar las características de las diferentes técnicas de Análisis de Riesgos antes de utilizar alguna en particular, ya que en la actualidad se dispone de un gran número de técnicas, pues en el transcurso de los años los investigadores en el área de seguridad de los procesos, han desarrollado diferentes métodos para solucionar los problemas de seguridad en la industria química. Para facilitar la selección de la técnica adecuada, estas han sido clasificadas en tres grupos como se muestra en la Tabla 2.2.

A pesar de que todas las técnicas se pueden aplicar a la gran mayoría de los casos, sólo algunas tendrán la ventaja de permitir el uso eficiente de los recursos. Por tal motivo, la selección debe realizarse cuidadosamente.

Tabla 2.2. Clasificación de las técnicas de Análisis de Riesgos.

Métodos Comparativos.
<ul style="list-style-type: none">o Códigos.o Listas de comprobación (Checklists).o Análisis histórico de accidentes.
Índices de Riesgo.
<ul style="list-style-type: none">o Índice Dow.o Índice Mond.
Métodos Generalizados.
<ul style="list-style-type: none">o Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).o Análisis de Modalidades de Fallas y sus Efectos.o Análisis de Árbol de Fallas (FTA).o Análisis de Árbol de Sucesos (I²TA).o Análisis "What If".o Análisis de Consecuencias



2.5.1 MÉTODOS COMPARATIVOS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS.

Los métodos comparativos se basan en la experiencia previa acumulada en un campo determinado, bien como registro de accidentes previos o compilada en forma de códigos o listas de comprobación.

Los métodos comparativos de identificación de riesgo se utilizan para evaluar la seguridad de una instalación a través de la experiencia adquirida en operaciones previas de la compañía o en organizaciones externas a la misma. Los puntos de verificación se muestran en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3 Puntos de verificación de los Métodos Comparativos.

Normas y códigos aplicables a los equipos y líneas del proceso.
<ul style="list-style-type: none">○ En el diseño.○ En la fabricación.○ En la instalación.○ En la operación.
Medidas de seguridad.
<ul style="list-style-type: none">○ Sistemas contraincendios.○ Sistemas de relevo de presión.○ Sistemas de control.○ Diques de contención.○ Sistemas de alarma.○ Equipos de relevo.○ Manuales de operación.
Planes de emergencia.
<ul style="list-style-type: none">○ Procedimientos de paro de emergencia.○ Equipos de emergencia○ Factores geográficos.○ Rutas de evacuación.



2.5.1.1 CÓDIGOS Y NORMAS.

Esta técnica de identificación de riesgos se usa para evaluar la seguridad de una planta de procesos, con ayuda de manuales internos que indican como diseñar, fabricar, distribuir, instalar, operar, modificar y desmantelar los equipos de proceso. Estos manuales se elaboran cumpliendo con las legislaciones internacionales, nacionales o locales, así como estándares de las distintas ramas de la ingeniería en forma de códigos y normas (ASME, ASTM, API, NFPA, NEMA, etc.) y se complementan con la experiencia previa acumulada por la empresa.

2.5.1.2 LISTAS DE COMPROBACIÓN (CHECKLISTS).

La lista de comprobación es un método comparativo de identificación de riesgos en el que se requiere la experiencia acumulada por una organización industrial y es un recordatorio útil que permite comparar el estado de un sistema con una referencia externa, identificando directamente carencias de seguridad o áreas que requieren un estudio más profundo. Esta lista puede ser aplicada para la evaluación de equipos, materiales o procedimientos.

2.5.1.3 ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES.

El Análisis histórico de accidentes es una herramienta de identificación de riesgos que hace uso de los datos recogidos en el pasado sobre incidentes industriales. La ventaja de esta técnica radica en que se refiere a accidentes ya ocurridos, por lo que los peligros identificados con su uso son indudablemente reales. Es aquí donde reside principalmente su limitación ya que el análisis solo se refiere a accidentes que han tenido lugar y no se pueden analizar todas las posibilidades importantes.

A pesar de lo anterior, el Análisis histórico de accidentes es una técnica útil, que permite la identificación de riesgos concretos. Es además, un medio para una verificación a posteriori de los métodos de los que se dispone en la actualidad en cuanto a la predicción de las consecuencias de los accidentes.



La información sobre accidentes ocurridos en el pasado puede proceder de fuentes muy diversas, tales como datos propios de la compañía, informaciones de prensa, entrevistas con testigos del accidente e informes de las comisiones de investigación. Evidentemente, la información de algunas de estas fuentes es poco confiable, pero puede servir como una buena referencia.

2.5.2 ÍNDICES DE RIESGO.

Los Índices de Riesgo son utilizados para evaluar los niveles globales de riesgo de las diferentes áreas de una planta, y para señalar en cuales de las mismas se debe realizar un estudio más profundo mediante la aplicación de otras técnicas de análisis. Para cumplir con su objetivo, los Índices de Riesgo toman en cuenta diversos factores relacionados con el proceso y las condiciones generales de la planta, con el fin de señalar las áreas de mayor riesgo y las consecuencias de los posibles accidentes. Los puntos de verificación de los Índices de Riesgo se muestran en la Tabla 2.4.

2.5.3 MÉTODOS GENERALIZADOS.

Los métodos generalizados se basan en el uso de esquemas de razonamiento lógico para identificar y evaluar en su totalidad, los riesgos presentes en un determinado proceso. Tomando como base la relación causa–efecto, en esta clase de métodos se analizan todos los sucesos que pueden dar origen a situaciones de peligro y se determinan las consecuencias de los posibles accidentes y la probabilidad de ocurrencia de los mismos, de forma cuantitativa o semicuantitativa.



Tabla 2.4 Puntos de verificación de los Índices de Riesgo.

Condiciones de operación.
<ul style="list-style-type: none"> ○ Presión. ○ Temperatura.
Características de los materiales utilizados.
<ul style="list-style-type: none"> ○ Explosivos. ○ Tóxicos. ○ Inflamables. ○ Reactivos. ○ Corrosivos.
Características del proceso.
<ul style="list-style-type: none"> ○ Endotérmico o Exotérmico. ○ Tipos de reacciones. ○ Volúmenes de producción.
Normas y códigos aplicables a los equipos y líneas del proceso.
<ul style="list-style-type: none"> ○ En el diseño. ○ En la fabricación. ○ En la instalación. ○ En la operación.
Medidas de seguridad.
<ul style="list-style-type: none"> ○ Sistemas contraincendios. ○ Sistemas de relevo de presión. ○ Sistemas de control. ○ Diques de contención. ○ Sistemas de alarma. ○ Equipos de relevo. ○ Manuales de operación.
Planes de emergencia.
<ul style="list-style-type: none"> ○ Procedimientos de paro de emergencia. ○ Equipos de emergencia.

2.5.3.1 ANÁLISIS DE RIESGO Y OPERABILIDAD (HAZOP).

El Análisis “HazOp” (Hazard and Operability Analysis) fue desarrollado para identificar y evaluar riesgos y problemas de operabilidad en una planta de proceso. La técnica requiere de información detallada de diseño y operación del proceso. El resultado de un Análisis HazOp incluye identificación de riesgos, problemas de operabilidad y recomendaciones para reducirlos.



El Análisis HazOp se aplica tanto en la etapa de diseño como en la instalación en operación normal, la sistemática es la misma y consiste en evaluar (línea a línea y recipiente a recipiente) las consecuencias de posibles desviaciones en las intenciones de diseño, en todas las unidades de un proceso ya sea continuo o discontinuo.

La metodología del Análisis HazOp está basada en un carácter sistemático, ya que se realiza un examen basado en la aplicación sucesiva de una serie de palabras guía, que tienen por objeto proporcionar un razonamiento ordenado, capaz de facilitar la identificación de desviaciones. Cada vez que una desviación razonable es identificada, se analizan sus causas, consecuencias y posibles acciones correctivas, llevándose un registro ordenado de todo ello. Las palabras guía son aplicadas para encontrar desviaciones tanto en procesos químicos como en procedimientos.

2.5.3.2 ANÁLISIS “WHAT IF”.

El análisis “What if” es menos estructurado que el análisis HazOp. Debido a esta falta de estructuración, se requiere una mayor experiencia por parte de los componentes del equipo que lo lleva a cabo, ya que de lo contrario es más probable que ocurran omisiones importantes.

El objetivo de un análisis “What if” es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. Con este método se supone que ocurre una falla sin considerar que fue lo que la causó. El análisis “What if” utiliza la pregunta “¿Qué pasa si...?”, aplicada a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales. Las preguntas se realizan sobre áreas concretas por un equipo de dos o tres expertos que poseen documentación detallada de la instrumentación, procedimientos de operación o acceso a personal de la planta para proveerse de información complementaria.

2.5.3.3 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.⁽²⁾

El Análisis del Árbol de Fallas es una técnica deductiva enfocada en un accidente en particular o en la falla de un sistema importante, y su función es determinar las causas del



evento. El Árbol de Fallas es un método gráfico que muestra tanto las fallas en equipo como errores humanos que pueden ocurrir en la falla del sistema de interés. Este análisis calcula la frecuencia y/o probabilidad de ocurrencia de un suceso culminante, de aquí que sea una de las herramientas más útiles cuando se desea cuantificar riesgos. Como método de Análisis de Riesgos es de los más estructurados, y puede aplicarse a un solo sistema o a sistemas interconectados. La técnica supone que un suceso no deseado (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido, y busca las causas del mismo y la cadena de sucesos que puede hacer que tenga lugar.

El Análisis de Árbol de Fallas descompone un accidente en sus elementos contribuyentes, ya sean estas fallas humanas, de equipos de planta o sucesos externos, etc. El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el suceso culminante que ocupa la cúspide del Árbol de Fallas. Para la representación lógica se utiliza la simbología que se muestra en la Tabla 2.5.

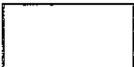
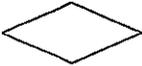
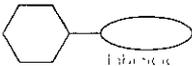
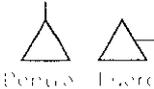
Antes de empezar a construir el Árbol de Fallas es importante tener un conocimiento profundo del funcionamiento del sistema. Para esto, el analista deberá recopilar y entender la información relacionada con este sistema. La metodología empleada en la elaboración de un Análisis de Árbol de Fallas es la siguiente:

1. Identificar la falla del sistema (evento culminante) que va a ser analizada y ubicarla en la parte alta del Árbol.
2. Proceder al próximo nivel del sistema que llamaremos subsistema e identificar las fallas del subsistema que podrían conducir a la falla del sistema.
3. Determinar la relación lógica entre las fallas del subsistema que son requeridas para producir la falla del sistema. Puede ser el resultado de la combinación de fallas o la ocurrencia de cualquiera de las fallas identificadas.
4. Usar la estructura lógica de puertas "Y" u "O" para mostrar la relación de fallas del subsistema que producen la falla del sistema. La "Y" significa que las frecuencias o probabilidades deben ser multiplicadas y la "O" significa que estas deben ser sumadas.



5. Proceder al próximo nivel más bajo del sistema y repetir los pasos del 2 al 4 hasta que se hayan identificado todas las fallas del nivel de componentes.
6. Iniciar con datos de frecuencia o probabilidad de fallas en el nivel de componentes, calcular la frecuencia o probabilidad de las fallas descritas en el nivel ubicado arriba del nivel de componentes usando las puertas “Y” u “O”. Continuar la estructura lógica indicada por las puertas “Y” u “O” en el Árbol de Fallas hasta que la probabilidad de la falla del sistema o evento culminante ha sido calculada.

Tabla 2.5 Simbología del Análisis de Árbol de Fallas.

Símbolo	Aplicación
	Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otro suceso, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	Sucesos Básicos: Constituyen la base de la raíz del árbol. No necesitan desarrollo posterior en otros sucesos.
	Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.
	Puertas “O”: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas “Y”: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los signos de entrada para producir el proceso de salida.
	Puertas inhibición: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia del suceso de entrada y la satisfacción de una condición de inhibición.
	Condición externa: Se utiliza para indicar una condición o un suceso que existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallas.
	Transferencias: Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol de fallas en otra parte (por ejemplo, en otra página por falta de espacio).

2.5.3.4 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE SUCESOS.

El Análisis de Árbol de Sucesos (Event Tree Analysis) evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un suceso determinado. No interesa tanto en este caso estudiar como puede originarse el suceso iniciador, sino cuáles son sus posibles resultados. Por tanto,



en el Análisis ETA se hace énfasis en un suceso inicial que se supone que ya ha ocurrido, y se construye un árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final.

El Análisis de Árbol de Sucesos es especialmente adecuado para estudiar las posibles secuencias de evolución de los acontecimientos tras un accidente.

2.5.3.5 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN^(2,6,7,8).

Tanto incendios como explosiones son los tipos de accidentes más frecuentes en la industria química, seguido por las emisiones de sustancias tóxicas.

Desde el punto de vista del Análisis de Riesgos, la evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere el conocimiento de datos que definan el escenario en el cual ocurre el incendio o la explosión. Necesitamos saber, cuanto material dentro de los límites de inflamabilidad existe en una nube en el momento de la explosión o cuanto líquido inflamable hay en el derrame que se ha incendiado.

2.5.3.5.1 INCENDIO.

Para que ocurra la ignición es necesario suministrar la energía mínima de ignición para iniciar la inflamación de la mezcla. Algunos ejemplos de fuentes de ignición pueden ser:

- Superficies calientes
 - Equipo eléctrico
 - Ignición espontánea
 - Chispas y calor debidos a fricción
 - Fósforos
 - Ignición intencionada
 - Electricidad estática
-



La electricidad estática es una importante causa de ignición en plantas de proceso. Su generación está asociada al contacto y separación de materiales de distinta naturaleza, lo que ocasiona que tras la separación de los materiales resulte un exceso de electrones. La carga acumulada puede eliminarse con facilidad si ambos materiales son conductores pero si uno o ambos tienen baja conductividad eléctrica, se puede originar una diferencia de potencial, lo que produciría una descarga eléctrica.

2.5.3.5.2 INFLAMABILIDAD.

El término inflamabilidad hace referencia a la mayor o menor facilidad con que una sustancia puede arder en el aire o en algún otro gas que pueda servir como comburente. La combustión es una reacción química en la que se libera energía a partir de la oxidación de un material determinado, y el fuego es una consecuencia visible.

Los elementos necesarios y suficientes para que se produzca un incendio se esquematizan en el llamado “Triángulo de Fuego”, que involucra tres elementos: combustible, comburente y fuente de ignición. Si falta cualquiera de sus elementos, el incendio no puede producirse.

Los límites de inflamabilidad nos proporcionan el intervalo de concentraciones de combustible (normalmente en porcentaje en volumen), dentro del cual una mezcla gaseosa puede entrar en ignición y arder, a lo que se le llama incendio. Por debajo del Límite Inferior de Inflamabilidad (L.I.I.) no existe suficiente combustible como para propagar la combustión. Para establecer los límites seguros se considera $\frac{1}{2}$ L.I.I. como una buena aproximación. A concentraciones mayores que las del Límite Superior de Inflamabilidad (L.S.I.), no hay suficiente comburente como para que la reacción se propague lejos de la fuente de ignición.

2.6 SELECCIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.

La selección de las técnicas de Análisis de Riesgos más adecuadas a las condiciones particulares de cada proyecto, juega un papel importante en el desarrollo del Análisis de



Riesgos, ya que permite aprovechar de manera más eficiente los recursos disponibles. Para llevar a cabo la selección, en primer lugar se deben conocer cuales son las ventajas y las desventajas de cada método y, en segundo lugar, se deben responder una serie de preguntas a fin de conocer las características del estudio y con base a las mismas, decidir cuales son las técnicas más convenientes.

Es necesario tener en mente que muchas de las técnicas coinciden en su metodología y por lo tanto, darán resultados similares. Por otra parte, las desventajas de una técnica en particular se pueden eliminar si se complementan mediante el uso de varias técnicas a la vez. Las preguntas más importantes que se deben hacer para llevar a cabo esta selección son las siguientes:

◦ ¿Cuál es la intención del análisis ?

Al hacer esta pregunta, se trata de saber cuales son los puntos más relevantes del proyecto, y que por lo tanto, deberán ser analizados con detalle, mediante el uso de alguna técnica en particular que facilite su estudio. Algunos de los puntos que pueden tener un mayor interés en los Análisis de Riesgos son los siguientes:

1. Identificar y evaluar todos los riesgos.
2. Estudiar alguna clase de riesgo en particular.
3. Conocer la cadena de sucesos que puedan generar algún tipo de accidente en particular.
4. Señalar las áreas de mayor riesgo.
5. Establecer una jerarquía de riesgos.

◦ ¿Qué tan amplia y de que tipo es la información que se tiene ?

Esta pregunta es importante ya que algunas de las técnicas de análisis de riesgos, por sus características, requieren de mucha información, o por otro lado, puede ocurrir que la información necesaria no se encuentre disponible. En ambos casos, el reunir toda la información necesaria, puede atrasar el Análisis de Riesgos y generar problemas económicos o



legales, o en el peor de los casos, permitir que ocurran o se presenten accidentes que pudieron haber sido evitados.

- ¿Cuál es la naturaleza del proceso ?

Como ya se ha mencionado, todos los procesos en la industria química son diferentes entre sí, de modo que en algunos predominan las operaciones complejas y en otros las operaciones simples. Por esta razón, es necesario conocer las características del proceso por analizar, pues de manera general, para llevar a cabo el Análisis de Riesgos en un proceso complejo, se recomienda el uso de técnicas sofisticadas y por el contrario, para llevar el Análisis de Riesgos en un proceso simple se recomienda el uso de técnicas poco sofisticadas.

CAPITULO III
ANÁLISIS DE RIESGOS Y
OPERABILIDAD



3.1 ORÍGENES DEL ANÁLISIS HAZOP.

El análisis HazOp fue desarrollado en la Gran Bretaña a principio de la década de los 70's, por los ingenieros de prevención de pérdidas y confiabilidad de la empresa Imperial Chemical Industries⁽¹⁷⁾, como respuesta al aumento en el número y la gravedad de los accidentes ocurridos en la industria química, el cuál a su vez fue ocasionado por los grandes cambios tecnológicos relacionados con la instrumentación y el control de los procesos, que permitieron la operación de plantas industriales de mayor capacidad y complejidad.

El análisis HazOp se desarrolló tomando como principio que los accidentes eran el producto de una cadena lógica de causas y de circunstancias, lo que fue de gran utilidad, ya que permitió reconocer la posibilidad de reducir su frecuencia y gravedad, si por una parte se lograba identificar y eliminar a las causas generadoras y, por otra parte, se tomaban las medidas necesarias para mitigar los efectos de tales accidentes.

Desde su introducción, el análisis HazOp ha demostrado ser una herramienta muy útil para mejorar la seguridad y la operación de los procesos, al aplicar la retrospectiva mediante la previsión y prevención de accidentes.

3.2 DEFINICIÓN DEL ANÁLISIS HAZOP.

Esencialmente, el procedimiento del análisis HazOp comprende una descripción completa del proceso y un cuestionamiento sistemático de cada parte del proceso, mediante el uso de palabras guía aplicadas a los parámetros del proceso, para establecer cómo se pueden originar las desviaciones en la intención de diseño. Una vez identificadas, con base a Frecuencia y Gravedad, se hace una evaluación para verificar si tales desviaciones y sus consecuencias pueden tener un efecto negativo sobre la seguridad y la operabilidad de la planta. Si se considera necesario, se deberá efectuar alguna recomendación para solucionar la situación.



Este análisis crítico es aplicado en una forma estructurada por el equipo multidisciplinario HazOp, y se requiere de conocimientos e imaginación, en un esfuerzo por descubrir todas las posibles causas de las desviaciones. En la práctica, muchas de las causas serán obvias pero de cualquier modo, la gran ventaja de la técnica es que ésta fomenta al equipo a considerar otras causas menos obvias en las cuales una desviación pudiera ocurrir.

Visto de esta manera, el análisis HazOp llega a ser mucho más que un análisis mecánico de tipo checklist. El resultado es que hay una buena oportunidad de que fallas y problemas potenciales sean identificados, los cuales no han sido previamente experimentados en el tipo de planta que está siendo estudiada. Y aunque no hay estadísticas disponibles para verificar la demanda, es posible que la metodología HazOp sea la más ampliamente usada para ayudar en la prevención de pérdidas. Las razones podrían ser las siguientes:

- Es fácil de aprender.
- Se puede adaptar fácilmente a la mayoría de los procesos que existen dentro de la industria.
- No es necesario un nivel académico especial, aunque si se requiere una amplia experiencia en el proceso en estudio.

3.3 USO DE LAS PALABRAS GUÍA.

Una característica esencial en el cuestionamiento y análisis sistemático de este estudio es el uso de palabras guía para enfocar la atención del equipo HazOp sobre las desviaciones y sus posibles causas. Estas palabras guía están divididas en dos clases:

- **Palabra guía primaria:** Enfocan la atención sobre un aspecto particular de la intención de diseño o un parámetro o condición de un proceso asociado.
- **Palabra guía secundaria:** Estas palabras guía combinadas con una palabra guía primaria sugiere las posibles desviaciones.



La técnica del análisis HazOp gira alrededor del uso efectivo de estas palabras guía, de manera que su uso y significado debe ser claramente entendido por el equipo. Ejemplos de palabras guía que son a menudo usadas, se muestran a continuación:

3.3.1 Palabras guía primarias (Parámetros del Proceso).

Estas palabras reflejan el intento del diseño del proceso y aspectos operacionales de la planta que está siendo estudiada. Las palabras típicas orientadas a los procesos podrían ser las que se listan a continuación. La lista es únicamente ilustrativa, ya que las palabras empleadas en un estudio dependerán de la planta en donde se aplicará el estudio.

Flujo	Temperatura
Presión	Nivel
Separación	Composición
Reacción	Mezcla
Corrosión	Viscosidad

A primera vista, podría parecer que algunas palabras guía están fuera de relación con una interpretación razonable de la intención de diseño de un proceso, pero no se debe descartar ninguna hasta que se haya comprobado que, efectivamente, no tienen relación alguna con el proceso o que ya fueron tomadas en cuenta.

Recordando que la técnica es llamada *Hazard & Operability Studies*, tendríamos que agregar palabras guía que describan la operación de una planta. Estas podrían ser las siguientes:

Arranque	Paro
Mantenimiento	Inspección
Drenar	Purgar
Venteo	Relevo
Astamienfo	



Este último tipo de palabra guía primaria es algunas veces, o pasado por alto o tomado con poca importancia, ya que se le da más importancia al aspecto operacional. La omisión de estas palabras guía, podría parecer insignificante, pero recordemos que la finalidad del estudio es encontrar todas las posibles desviaciones potenciales, y darles solución a cada una de ellas.

3.3.2 Palabras guía secundarias.

Como se mencionó anteriormente, cuando estas palabras son aplicadas en conjunto con las palabras guías primarias, estas sugieren problemas o desviaciones potenciales. Una lista de estas palabras se muestra a continuación en la Tabla 3.1, y la matriz de las desviaciones obtenidas al aplicar las palabras guía, primarias y secundarias, en la Tabla 3.2:

Tabla 3.1 Definición de las Palabras Guía.

PALABRA GUIA	APLICACIÓN	EJEMPLO
NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño.	No hay flujo en una línea.
MÁS/MENOS	Aumento o disminución cuantitativa sobre la intención de diseño.	Más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc.
ADEMAS DE	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más.	El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Solo parte de los hechos o acciones transcurren según lo previsto.	La composición del sistema es diferente de la prevista.
INVERSION	Se obtiene el efecto contrario al deseado.	El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, etc.
EN VEZ DE	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto.	Cambio de catalizador, falla en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etc.

Como se nota, no todas las combinaciones de palabras guía primarias y secundarias son apropiadas. Por ejemplo, Temperatura/No (cero absoluto o $-273\text{ }^{\circ}\text{C}$) podrían ser consideradas como sin sentido.

Tabla 3.2 Matriz de desviación de la técnica “HazOp” para Procedimientos y Procesos Químicos.⁽¹⁶⁾

PROCESOS QUÍMICOS

	NO	INVERSO	MAS	MENOS	PARTE DE	TAMBIEN COMO	OTRO QUE
FLUJO	No flujo	Retroceso	Más flujo	Menos flujo	Composición	Contaminación	Materiales equivocados
PRESIÓN	Vacío		Más presión	Menos presión		Golpe de ariete	
TEMPERATURA			Alta temperatura	Baja temperatura	Gradiente	Oxidación/ Fragilación	
VISCOSIDAD			Alta Viscosidad	Baja viscosidad	Cambio de fase		
NIVEL	Vacío		Nivel alto	Nivel bajo			
MEZCLA	No mezcla		Mezcla excesiva	Mezcla pobre		Espuma	
REACCIÓN	No reacción	Reacción inversa	Reacción descontrolada	Reacción incompleta	Reacción secundaria	Cambio de fase	Reacción equivocada
OPERACIÓN	Falla de servicios		Descollamiento	Espera	Arranque/Paro	Mantenimiento	Muestreo
SECUENCIA	Omitido	Paso hacia atrás	Paso anticipado	Paso retrasado	Parte del paso	Acción extra incluida	Acción equivocada
RELEVO	Inadecuado				Dos fases	Efecto Joule Thompson/ Enfriamiento	
ATERRIZAMIENTO	Fuentes de ignición						
INSTRUMENTACIÓN	Falla de instrumentos		Confiability			Alarmas	
CONTENEDOR	Recipiente/ Tubería/ Ruptura					Seguridad	Ambiente



Tabla 3.2 Matriz de desviación de la técnica “HazOp” para Procedimientos y Procesos Químicos. (continuación)

PROCEDIMIENTOS

	NO	INVERSO	MÁS	MENOS	PARTE DE	TAMBIÉN COMO	OTRO QUE
INFORMACIÓN	Pérdida	Mal interpretada	Confusión	Inadecuada	Parcial	Tensión	Errónea
ACCIÓN	No hay	Contrario	Hacer más de lo necesario	Subestimada	Incompleta		Errónea
TIEMPO			Demasiado largo	Demasiado corto			Erróneo
SECUENCIA	Paso omitido	Paso hacia atrás	Paso anticipado	Paso demasiado tarde	Parte del paso omitido	Acción extra incluida	Acción equivocada
SEGURIDAD	No cumplimiento					Ambiental	Equipo





3.4 METODOLOGIA DEL ANÁLISIS HAZOP.

El análisis HazOp de un proceso, se desarrolla aplicando en una forma sistemática todas las combinaciones de palabras guía relevantes para la planta en cuestión, en un esfuerzo para encontrar los problemas potenciales de dicha planta. Los resultados son registrados en el formato que se presenta en la Tabla 3.3. La explicación del significado de los parámetros involucrados en el formato de registro, para cada uno de ellos, es el siguiente:

- **Desviación:** Es la combinación de las palabras guía primaria con secundaria, la cuál está siendo aplicada.
- **Causa:** Son las causas potenciales que hacen que pueda ocurrir la desviación señalada.
- **Consecuencia:** Son las consecuencias que se podrían originar debido al efecto de la desviación aplicada y, si es aplicable, por la causa misma. Siempre se debe ser explícito en el registro de las consecuencias y no asumir que se deba tener conocimiento del significado de un registro. Un punto importante es que cuando se evalúan las consecuencias, no se toman en cuenta los sistemas de protección o instrumentación que ya están incluidos en el diseño.
- **Protecciones:** Si existe algún dispositivo de protección, el cuál prevenga la causa o proteja contra las consecuencias adversas, será registrado en la columna de Protecciones. Las protecciones no necesariamente son restringidas al equipo físico, ya que cuando es apropiado se pueden tomar como protecciones aspectos de procedimientos, tales como inspecciones regulares a la planta, siempre y cuando si se está seguro que estos serán llevados a cabo.
- **Recomendaciones:** Cuando una causa real resulta en una consecuencia negativa, se debe decidir si alguna recomendación debe ser tomada. En esta etapa es donde las consecuencias y las protecciones asociadas son consideradas. Si es considerado que las medidas de protección son las adecuadas, entonces no es necesario emitir alguna recomendación.

El siguiente paso del análisis HazOp consiste en evaluar los niveles de riesgo con base en la frecuencia y la gravedad de las causas y consecuencias de los posibles accidentes. Para



llevar a cabo lo anterior, el equipo de trabajo debe hacer uso de sus conocimientos y de su experiencia para que con la ayuda de las Tablas 3.4 y 3.5 pueda clasificar los riesgos identificados en tres niveles, como se mostrará en la Tabla 3.6.

Tabla 3.4 Niveles de Frecuencia⁽¹⁷⁾.

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

Tabla 3.5 Niveles de Gravedad⁽¹⁷⁾.

GRAVEDAD	
1	No tiene impacto en la planta, el personal o los equipos.
2	Daños a los equipos o generación de fugas menores.
3	Lesiones al personal de la unidad. Todos los daños se limitan a la planta.
4	Destrucción y daños limitados afuera de la planta.
5	Destrucción y daños extensivos afuera de la planta.

En la matriz de riesgos, claramente se aprecia que la frecuencia y la gravedad de los accidentes juegan un papel importante al valorar los niveles de riesgo y por lo tanto, entre mayor sea la exactitud con lo cuál se evalúen la frecuencia y la gravedad de los accidentes, la calidad del análisis será mayor.

Tabla 3.6 Matriz de Riesgos⁽¹⁷⁾.

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



Los Niveles de Riesgo se clasifican de la siguiente manera:

- o Nivel A.

El Nivel de Riesgo identificado es elevado y, por lo tanto, se requiere de acciones inmediatas a fin de prevenir pérdidas humanas y materiales de gran importancia. Los riesgos de nivel A serán todos aquellos que tengan un valor de 8 a 10 en la matriz de riesgos.

- o Nivel B.

El Nivel de Riesgo identificado es moderado por lo que la planta puede seguir operando de manera segura, sin embargo las acciones que se tomen tendrán un efecto notable en el mejoramiento de la seguridad y, por lo tanto, su aplicación dependerá de los costos y los beneficios derivados de las mismas. Los riesgos de nivel B serán todos aquellos que tengan un valor de 4 a 7 en la matriz de riesgos.

- o Nivel C.

El Nivel de Riesgo identificado es bajo por lo que la planta puede seguir operando de manera segura sin necesidad de implementar alguna acción. Los riesgos de nivel C serán todos aquellos que tengan un valor de 1 a 3 de acuerdo con la matriz de riesgos.

De acuerdo con las anteriores definiciones de niveles de riesgos, la matriz de riesgos quedaría de la siguiente forma:

		GRAVEDAD				
		1	2	3	4	5
FRECUENCIA	1	C	C	C	B	B
	2	C	B	B	B	A
	3	C	B	B	A	A
	4	B	B	A	A	A
	5	B	A	A	A	A



Una vez evaluados los niveles de riesgo es posible saber si las protecciones del sistema son las más adecuadas o si son suficientes, que de suceder lo contrario, el equipo de trabajo deberá plantear alternativas de solución a fin de reducir los niveles de riesgo. Para decidir que tipo de medidas serán las más adecuadas, se deben revisar los niveles de frecuencia y gravedad junto con la matriz de riesgos, para conocer a cuál de los factores mencionados se le debe dar más importancia.

Por dar un ejemplo, si el nivel de frecuencia para un determinado riesgo es muy elevado (igual a 5), y su nivel de gravedad es bajo (igual a 2), de acuerdo con la matriz de riesgos, el valor del riesgo será de 8 (Nivel A). Por este motivo toda protección del sistema que disminuya la frecuencia reducirá por si sola, significativamente, el nivel de riesgo y por el contrario, toda protección del sistema que disminuya la gravedad del accidente, servirá de poco si no se aplica ninguna medida para bajar el nivel de frecuencia. Finalmente, las protecciones del sistema dependerán de las características particulares de cada situación por lo que no tiene caso profundizar en el tema, sin embargo, todas las protecciones del sistema permitirán cumplir con alguno de los siguientes objetivos:

- Reducir la frecuencia o probabilidad de las causas de los posibles accidentes, para lo cuál se deben aplicar medidas preventivas para evitar que pasen accidentes o reducir su frecuencia.
- Reducir las consecuencias de los posibles accidentes, para lo cuál se deben aplicar medidas correctivas, que disminuyan los efectos de posibles fugas, derrames, incendios y explosiones.

Y mientras que lo primero es lo preferido, no es siempre posible. De cualquier modo, siempre se trata de eliminar la causa, y únicamente donde sea necesario, tratar de mitigar las consecuencias. Habiéndose hecho el análisis para una sola desviación, puede hacerse ahora un diagrama de flujo para ilustrar el procedimiento del análisis HazOp. Este diagrama de flujo se muestra en el Diagrama 3.1, e inmediatamente se ve que es un proceso iterativo, el cuál aplicado de manera sistemática y estructurada, mediante la combinación de palabras guía, permite la identificación de problemas potenciales.

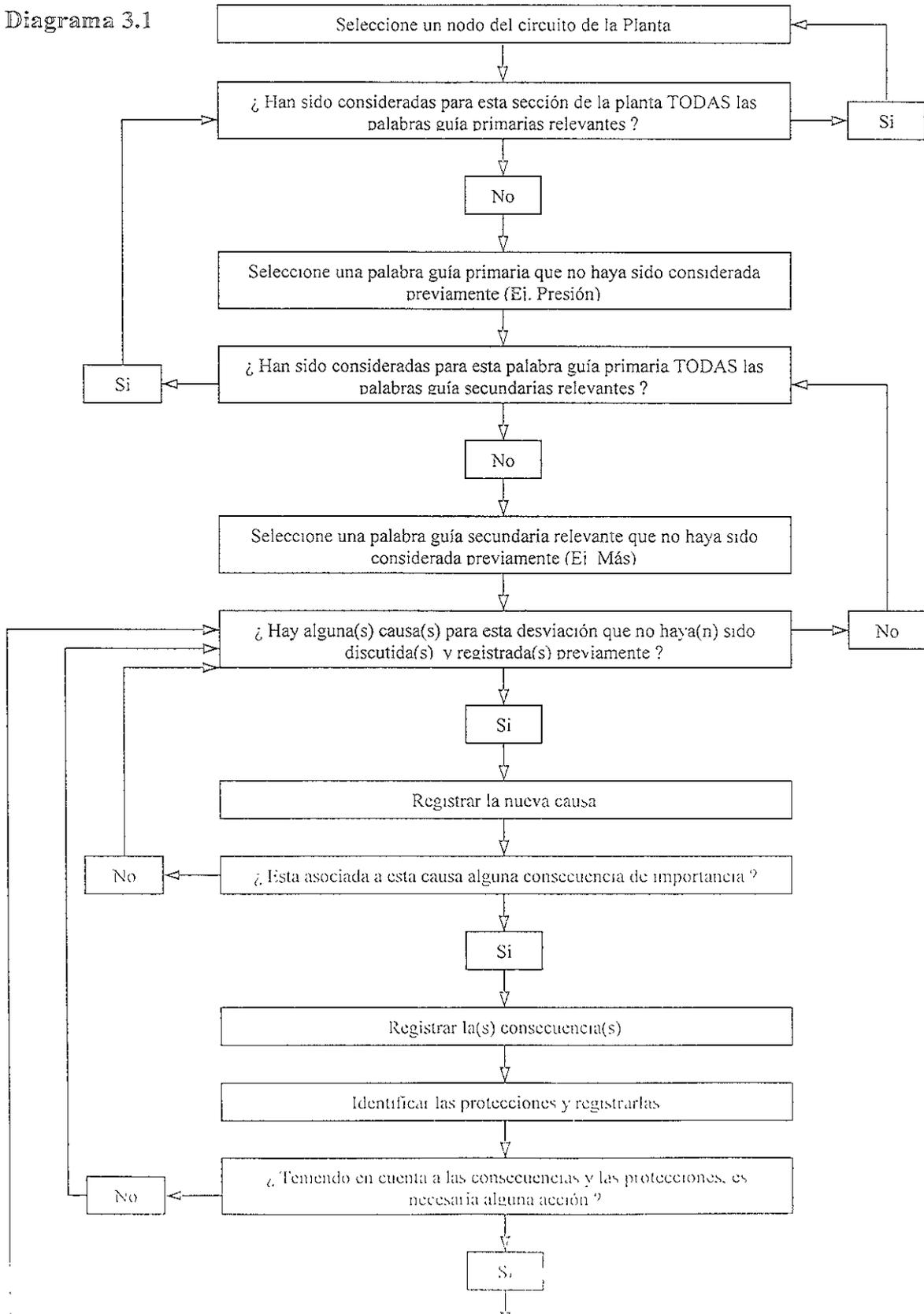
Tabla 3.3 Formato de Registro de las sesiones HazOp.

	Compañía:		Area/Proceso:				Fecha:	
	Nodo:							
	Diagramas:				Producto:			
Desviación:		LOI:		LOS:		LSI:	LSS:	
Causas	Consecuencias		F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase





Diagrama 3.1



Registrar las acciones necesarias



3.5 FORMACIÓN DEL EQUIPO HAZOP.

El equipo que dirigirá el estudio HazOp deberá contar con un buen entendimiento del proceso y de la planta, y deberá tener aproximadamente seis miembros, con quizás un límite superior de nueve. En un estudio en el cual el contratista y cliente estén participando en el equipo, es deseable mantener un equilibrio entre los dos en términos de número de miembros para que ninguno de los dos se sienta superado.

Los participantes deben ser personas de distintas disciplinas, y este aspecto es una de las fuerzas de la metodología HazOp, por las siguientes razones, entre otras:

- Con un equipo de personas, cada una con diferentes conocimientos y experiencias, los problemas potenciales serán identificados con mayor facilidad, lo que no podría pasar con una o dos personas que trabajen individualmente.
- Es a menudo el caso que la solución de una persona puede volverse un problema para otra dentro de un mismo proyecto. Por ejemplo, un Ingeniero de Proceso que dirige su propio estudio, identifica un problema potencial, el cual para ser eliminado, es necesario instalar un instrumento con alarma. Cuando este requisito se pasa al Ingeniero de Control e Instrumentación, este dice que no se encuentra disponible, que ya se ha pedido y que no ha sido surtido por el vendedor. Entonces sobreviene una discusión interdepartamental y se estudia acerca de los posibles remedios o alternativas. Todo esto pudo haber sido solucionado en unos minutos si ambas secciones hubiesen participado en el estudio.
- Un espíritu de cooperación y propósito común es generado con los cruces de los límites departamentales, y esto aun persistirá después de que el estudio HazOp ha sido terminado. El personal entenderá los puntos de vista, preocupaciones y constreñimiento dentro de las demás disciplinas para trabajar mejor, y para cuando tengan que tomar decisiones que afecten el proyecto.

La composición real del equipo HazOp variará según el tipo de planta que es estudiada. Una persona que siempre debe ser incluida es un representante de la operación de la planta. Él o ella deben tener experiencia y conocimiento del funcionamiento diario de la planta que está



siendo estudiada, o de alguna que sea muy similar en su funcionamiento. La contribución de este miembro del equipo a la discusión puede ser invaluable, ya que presentan una perspectiva operacional que otros participantes no pueden tener.

Resumiendo todo lo dicho anteriormente, el equipo debe seleccionarse para que sea lo más balanceado y el estudio sea garantizado. Además, la intención debe ser que las preguntas hechas durante la reunión puedan ser contestadas inmediatamente, en lugar de tener que acudir a un experto externo al estudio, lo cual consumiría tiempo. No es necesario para algunas personas participar en el estudio de principio a fin. Si la "esencia" del grupo consistiera en cinco personas, por ejemplo, los miembros adicionales podrían llamarse de sesión en sesión como y cuando su particular especialización fuese necesitada.

Como en todas las actividades de grupo, se necesita designar a una persona quién estará a cargo del estudio; en los estudios HazOp, la persona designada comúnmente se llama *facilitador ó coordinador*. Idealmente, no deberá estar asociado estrechamente con el proyecto bajo estudio, ya que podría ser un riesgo de que no podría ser lo suficientemente objetivo en la dirección del equipo. Como el papel del facilitador ó coordinador es de importancia vital en el progreso uniforme y eficaz del estudio, debe escogerse cuidadosamente y debe estar totalmente entendido con la metodología HazOp.

Otro miembro importante del equipo será el Secretario. Su contribución a la discusión bien puede ser mínima, pero su función principal durante las sesiones es registrar todo lo que se vaya acordando en el estudio. También necesitará tener el suficiente conocimiento técnico para poder entender lo que se está discutiendo.

3.6 TRABAJO PREPARATORIO.

Es muy importante que, antes de que un estudio comience, el trabajo que pueda ser realizado, de antemano sea llevado a cabo. Esto no es esencial, en algunos casos, para la estructuración apropiada del estudio y el equipo, pero aumentara grandemente la eficacia del estudio HazOp y así retendrá el interés y entusiasmo de los participantes. Este trabajo



preparatorio será responsabilidad del facilitador, y los requisitos necesarios pueden resumirse como sigue:

- Reunir la información.
- Entender la operación de la planta.
- Subdividir la planta en circuitos y nodos, y planear la secuencia.
- Marcar los diagramas.
- Crear una lista de las palabras guía apropiadas.
- Preparar los temas a tratar y la agenda.
- Preparar un itinerario.
- Selección del equipo “HazOp”.

3.6.1 REUNIÓN DE LA INFORMACIÓN.

Toda la documentación pertinente debe recopilarse de antemano. Típicamente esto podría consistir en:

- Diagramas de Flujo de Proceso (DFP).
- Una descripción del proceso que contenga parámetros de operación, velocidades de flujo, volúmenes, etc., así como un breve resumen de cómo funciona cada elemento de planta.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI).
- Diagramas de Causa & Efecto encaminados a saber cómo operan los sistemas de alarma y control.
- Detalles de equipos paquete, si se encuentran disponibles.
- Plot-plan de la planta.

Es importante mencionar que toda la información recopilada deberá estar vigente y actualizada. En caso de que esto no ocurra, deberá ser necesario realizar la actualización, ya que un Análisis de Riesgos con valores no vigentes no tendría caso. En este estudio, se realizó la actualización de los DFP's y DTI's.



3.6.2 ENTENDIMIENTO DE LA OPERACIÓN DE LA PLANTA.

El facilitador debe tomar el tiempo que sea necesario para tener una buena comprensión de lo que significa operar la planta. Para ello, debe estudiar la información reunida y, si lo considera necesario, dialogar con el personal involucrado en el estudio. Cuando realiza éste trabajo, es muy probable que note las áreas en donde hay un posible problema potencial, por lo que debe hacer notas acerca de éstas, para que sean resueltas durante el transcurso del estudio. En tal caso, esto puede servir para mejorar la reputación del facilitador, si demuestra su conocimiento del tema, señalando problemas potenciales que el equipo ha pasado por alto.

Esta etapa de preparación es quizás la más importante, porque es el soporte sobre el cual, los pasos siguientes en el proceso de preparación serán establecidos. Sin una comprensión razonable de cómo funciona la planta, será imposible planear una estrategia razonable de estudio, decidir cuánto tiempo es probable que tome el estudio en cuestión, o quién necesita ser incluido en el equipo del estudio.

Algunos defensores de la metodología HazOp, opinan que no hay necesidad de que el facilitador deba tener conocimiento de la planta en la cuál se está realizando el estudio, ya que su función es sólo de asegurar que la reunión progrese sin dificultades. Una analogía a esta situación sería la de un líder que intenta guiar una expedición sin un mapa, sin ningún plan de acción para llegar a su destino, y sin el conocimiento del terreno para ser cruzado. Semejante líder impondría un muy pequeño respeto con respecto a los demás miembros del equipo, y en la primera señal de problemas, él probablemente estaría desconcertado, y marginado por aquellos miembros que cuentan con un mejor entendimiento de la situación. Una vez que esto ha pasado, será casi imposible para él recobrar el mando del grupo.



3.6.3 SUBDIVISIÓN DE LA PLANTA Y PLANEACIÓN DE LA SECUENCIA.

Hasta en la más sencilla de las plantas, es demasiado esperar, tratar de reunir en un equipo de estudio todos los aspectos y operaciones de la planta simultáneamente. Por consiguiente, debe dividirse en secciones manejables, a las cuales llamaremos “circuitos” y estos a su vez en “nodos”. La explicación de estos términos se encuentra en el glosario. La secuencia de estudio de estos circuitos es importante, ya que generalmente se trata de encadenar a todos los circuitos para evitar pasar por alto alguna sección de la planta.

Con una planta continua, usualmente se progresa de las corrientes principales a las corrientes secundarias, aparte de los servicios como drenes, desfogues, aire de instrumentos, agua de enfriamiento, etc, siendo consideradas estas últimas separadamente. Con respecto a dividir la planta en secciones, no hay necesidad de considerar cada línea y cada equipo unitario pequeño en una sección aparte. Esto solo será malgastar el tiempo, y será aburrido y tedioso para el equipo. En cambio, se debe hacer un esfuerzo por agrupar equipos pequeños en unidades. Por consiguiente, una bomba pequeña con su succión, descarga y líneas adyacentes, podrían agruparse en una sección. Sin embargo, con un compresor mayor, la línea de recirculación y sus líneas internas de enfriamiento quizá deban estudiarse separadamente. También, cuando se estudia un tanque, el circuito debe abarcar las líneas de entrada y salida e incluir cualquier válvula de control, todos los niveles, así como las líneas hacia las válvulas de relevo (PSV). Si un número x de corrientes convergen en un tanque, la secuencia de estudio debe considerar a todas las corrientes antes que al tanque. La regla es "nunca estudiar un tanque hasta que las desviaciones de las líneas entrantes son conocidas."

Con operaciones en lotes, es necesario un accreamiento completamente diferente. En tal caso, los planos de la planta son un accesorio en lugar del primer paso del estudio. En cambio, de importancia mayor será un organigrama detallado o la secuencia operacional de los pasos para ser cumplido el procedimiento operacional. Es en éstas operaciones en lotes en donde se necesitará dividir en circuitos manejables, y las palabras guía bien podrían tener como objetivo la secuencia de operación. Premutación, Carga, Reacción, Transferencia, Centrifugación, Secado, etc. Esta metodología es requerida porque un equipo individual de la



planta, es muy probable que sea puesto en diferentes estados y servir con propósitos diferentes en las varias etapas del proceso.

3.6.4 MARCAJE DE LOS DIAGRAMAS.

Cuando la estrategia de estudio ha sido decidida, los equipos de la planta involucrados en cada circuito deben marcarse en colores separados y distintivos en su respectivo diagrama, con los números de circuito del mismo color.

La prioridad de marcar es de práctica usual, ya que aunque el estudio avance, esto sirve para dos propósitos: primeramente, ahorrará tiempo durante la reunión, porque el marcado real terminará con la discusión acerca de donde un circuito debe empezar y donde terminar, y segundo, el facilitador se asegurará que planeando la estrategia de estudio nada ha faltado.

3.6.5 CREACIÓN DE LA LISTA DE LAS PALABRAS GUÍA APROPIADAS.

Habiendo completado el trabajo antes descrito, será una cuestión simple formular una lista comprensiva de las palabras guía requerida para cubrir todos los aspectos del proceso que está siendo analizado.

Debido a que, en algunos casos, se han realizado análisis en plantas que se operan de manera similar, pudiera tenerse una serie estándar de palabras guía. Tal lista debe verificarse para asegurarse que son cubiertos todos los aspectos del sistema que está siendo estudiado. Cualquier palabra guía redundante debe ser eliminada. La lista final debe duplicarse y se debe dar una copia a cada miembro del equipo. También debe ser incluida una lista con las combinaciones apropiadas de las palabras guía. (por ejemplo, que palabras guía secundarias serán aplicadas con cada palabra guía primaria). Si se piensa que hay problemas semánticos acerca de qué si tiene sentido alguna combinación en particular, entonces será necesario dar una explicación completa.

Cuando ya se tiene la lista, se debe tener en cuenta que mientras más pequeño sea el número de palabras utilizadas, más rápido será el estudio. Esto se quiere decir que los



aspectos del proceso deban ser reducidos. Para ilustrar lo que esto significa, imagine una planta que contiene un tanque de separación, algunos filtros en la succión de la bomba, y un absorbedor. En lugar de tener tres palabras guía: ‘Separación’, ‘Filtración’, ‘Absorción’, tengamos en cambio la palabra guía ‘Separación’... que, después de todo, es la función básica de todos esos equipos. Similarmente, ‘Temperatura’ puede cubrir aspectos de transferencia de calor en Calentadores, Enfriadores e Intercambiadores de Calor.

3.6.6 PREPARACIÓN DE LOS TEMAS A TRATAR.

Con referencia a los diagramas pertinentes, se realiza la preparación de los temas a tratar durante las sesiones del análisis HazOp, conteniendo una descripción breve de las intenciones de diseño de la sección de la planta en análisis, con parámetros del proceso, velocidades de flujo, y cualquier otro detalle potencialmente informativo.

La agenda es una lista de esos temas, y para empezar la sesión, se les debe de dar una copia a cada miembro del equipo. Además de ser un medio informativo y una ayuda para lograr una mayor participación por parte de los miembros del equipo, servirá para poner en perspectiva la cantidad de trabajo que debe ser cumplido en el tiempo asignado. Esto inducirá un apropiado sentido de urgencia.

Para un día de estudio cualquiera, el facilitador del equipo HazOp debe realizar una guía que muestre lo que necesita ser logrado en cada reunión si es mantenido el programa de trabajo previsto. Realizando esta guía, el facilitador, con base a los temas contenidos en el programa de trabajo, podrá utilizar su experiencia en dichos temas, si ve que el análisis está consumiendo mucho tiempo. La preparación de la guía dependerá de la complejidad de la planta así como de la experiencia del equipo.

Con una buena guía, una planta ordenada y con DTT's que estén actualizados, pueden estudiarse en promedio tres diagramas en un día. Si el sistema a ser estudiado es complejo, o si cada DTT parece haber sido dibujado con la intención de no desperdiciar ningún espacio (por



ejemplo, si hay muchos equipos de la planta en el diagrama), entonces es casi seguro que dos o quizás un solo diagrama, se completará en un día.

Cuando se empieza el estudio, el desarrollo siempre es lento, ya que el equipo estará acostumbrándose al nuevo rol de participación junto con los demás participantes del estudio. Después del primer día todo irá más rápido, y el plan de trabajo debe estar de acuerdo con lo planeado a finales de la semana. Sin embargo, no debe permitirse que la guía refleje esta expectativa si hay un inicio lento... mejor, el equipo debe incrementar sus esfuerzos, en lugar de pensar que este primer día lento es la norma.

3.6.7 SELECCIÓN DE LOS MIEMBROS DEL EQUIPO “HAZOP”.

El facilitador debe garantizar que los miembros de la “esencia” del equipo HazOp, tengan la experiencia apropiada y que se encuentren disponibles durante la realización del estudio. Además, también debe determinar qué personal con especialización adicional será necesitado durante el curso de las reuniones, y cuando su ayuda será requerida. Con respecto a este último aspecto, en determinadas circunstancias, la secuencia del estudio pudiera necesitar ser ajustada de acuerdo con la disponibilidad de dicho personal.

3.7 REALIZACIÓN DEL ANÁLISIS HAZOP.

Después de todos los preparativos mencionados anteriormente, el facilitador deberá estar en una posición para guiar un eficaz y amplio estudio fácilmente, con una conclusión exitosa. Sin embargo, hay algunas pautas para recordar:

- Siempre es una tentación para los miembros del equipo ilustrar sus ideas dibujando sobre el DTI principal, el cual ha sido así estropeado. Establecer al principio, la regla de que esto se prohíbe, incluso con lápiz.
- Si el horario está terminándose, el facilitador debe resistirse la tentación de acelerar el proceso listando causas y consecuencias potenciales él mismo. El resultado es que los



miembros del equipo se distraerán y solo escucharán al facilitador dictar al Secretario, y continuarán haciéndolo hasta que se les obligue a que participen de nuevo.

- El facilitador no debe permitir que se desarrolle una reunión separada, con dos miembros del equipo que conversen en voz baja en alguna esquina de la mesa. Si esto pasa, se debe detener la discusión general y pedirles que compartan con el resto del equipo el beneficio de sus deliberaciones (siempre se debe asumir que están discutiendo algo pertinente al estudio, aunque la posibilidad sea otra). Esto normalmente sacará una disculpa y los devolverá a la participación en el estudio. Si ellos persisten, se les pedirá a el resto de los miembros del equipo que estén completamente callados aunque la discusión privada continúe. Si ni siquiera esto produce el resultado requerido, se debe de llamar a un receso temporal de algunos minutos. Entonces, el facilitador hablará en forma privada con los miembros involucrados, insistiendo, educadamente pero firmemente, en que dejen la reunión. Generalmente, tales miembros no tienen nada que contribuir al estudio, y sólo irritarán al resto del equipo.
 - Asegurarse que todos los miembros del equipo participen, incluso aquellos que podrían sentirse inseguros con ellos mismos. Hacer esto haciendo preguntas como "¿Está de acuerdo usted con esa solución?", o "¿Qué gravedad daría usted a esta consecuencia?". Alternativamente, usted podría pedir "¿Puede usted ayudar al Secretario a resumir en pocas palabras la acción acordada?". Una vez que los miembros del equipo comprendan que no están siendo contradichos tan pronto como emiten su opinión, participarán con mayor habilidad.
 - Reconozca y premie con elogios al miembro o miembros del equipo que contribuyen sensiblemente y sinceramente a la discusión. Sin embargo, no permita que esto ensombrezca al resto del equipo.
 - Si la discusión se aleja del tema bajo consideración, reenfocar la atención del equipo pidiendo que el Secretario lea lo que ha registrado, o pidiendo una acción para ser formulada. Lo último normalmente concentrará y animará a que los miembros del equipo vayan al fondo del problema.
 - El facilitador debe ser independiente e imparcial, y no debe mostrar favoritismo con alguna sección del equipo HazOp. Esto es de particular importancia cuando tanto el cliente y el contratista están participando. Si se origina una situación difícil como por ejemplo
-



alguna discusión acalorada, y si una acción debe emprenderse, una de las partes de la disputa pedirá que el facilitador tome la decisión final.

3.8 EL INFORME.

El Informe del análisis HazOp es un documento importante con respecto a la seguridad de la planta. Es crucial que el beneficio de este análisis sea fácilmente accesible y comprensible para referencia futura, en caso de que se necesite modificar la planta o sus condiciones de operación.

La parte principal del informe HazOp es, por supuesto, el acta impresa en la que se lista los miembros participantes del equipo, fechas de las sesiones, palabras guía aplicadas, desviaciones potenciales encontradas, recomendaciones hechas, y cada detalle del estudio que el equipo encontró. Sin embargo, es usual incluir con este, un resumen general. El contenido de dicho sumario típicamente consiste en lo siguiente:

- Un bosquejo de los términos de referencia y alcance del estudio.
- Una breve descripción del proceso que se estudió.
- Los procedimientos y protocolo empleados. Deben listarse las combinaciones de palabras guía aplicadas, junto con los significados (explícitos) dados al equipo al inicio del estudio. Una descripción breve del Programa de Trabajo resultante del análisis (descrito en la siguiente sección) debe ser incluido.
- Comentarios generales. Por ejemplo, si el equipo HazOp hace una recomendación para mejorar la seguridad, se debe mencionar cuál es la fuente de la recomendación. Si ciertos detalles de equipos paquete no estaban disponibles, explicar y listar los artículos que no se analizaron.
- Resultados. Esto normalmente indica el número de acciones recomendadas.



También en el Informe HazOp se incluye una apéndice, el cuál contiene:

- Las copias de los dibujos analizados.
- Las copias de datos técnicos usados.
- Diagramas de Causa y Efecto, como por ejemplo, los diagramas resultantes del Análisis de Consecuencias o del Árbol de Fallas.
- Cualquier cálculo producido.

Cada uno de los puntos anterior debe firmarse y ser fechado por el facilitador.

3.9 EL PROGRAMA DE TRABAJO.

El reporte final del análisis HazOp debe ser recopilado lo más pronto posible después de haber terminado el estudio, y una vez completo no se debe hacer ningún cambio en él. Por otro lado el Programa de Trabajo, en el cuál están inscritas todas las recomendaciones para corregir las debilidades encontradas, debe empezarse hasta que se ha terminado el análisis, y su contenido sea claro y conciso.

El Programa de Trabajo debe ser aprobado y firmado por todos los integrantes del análisis HazOp. Además, una vez aceptado, deberá contener el registro completo de lo encontrado durante la implementación del análisis HazOp.

Resumiendo todo lo dicho a lo largo de esta capítulo, un estudio de Análisis de Riesgos nos sirve para identificar las áreas más problemáticas, evaluar, proponer y recomendar alternativas viables para la eliminación o mitigación de posibles incidentes asociados con un proceso o actividad operacional. Los resultados del Análisis de Riesgo se utilizan para la toma de decisiones, ya sea mediante el listado de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgos fijados como objetivo en una determinada actividad.

CAPITULO IV
TRABAJO EN CAMPO



4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE REFORMADO CATALÍTICO.

El reformado catalítico es una serie de reacciones que tienen como fin, aumentar el número de octanos en la gasolina, siendo estas reacciones del tipo de “deshidrociclización”. En el reformado catalítico, el cambio en el punto de ebullición de los hidrocarburos que sufren la reacción de reformación es relativamente pequeño, ya que las moléculas no se craquean, sino que su estructura se reordena para formar aromáticos de mayor octanaje. Como se ve, el reformado catalítico aumenta principalmente el octanaje de la gasolina más que su rendimiento. Las materias primas características de los reformadores catalíticos son las gasolinas directas pesadas y las naftas. Estas se componen principalmente de cuatro grupos de hidrocarburos:

- Parafinas.
- Olefinas.
- Naftenos.
- Aromáticos.

Las parafinas y los naftenos experimentan dos tipos de reacciones cuando se convierten en componentes de mayor octanaje: deshidrociclización e isomerización. La facilidad y la probabilidad de ocurrencia de ambas aumenta con el número de átomos de carbono en las moléculas y es debido a esta razón que solo se utilicen gasolinas directas pesadas como alimento al reformador ya que la gasolina directa ligera se compone mayormente de parafinas de bajo peso molecular que tienden a romperse en butano y otras fracciones más ligeras y no resulta económico procesar esta corriente en un reformador catalítico. Los hidrocarburos más pesados que la gasolina directa pesada son fácilmente craqueados con hidrógeno y dan lugar a excesivos depósitos de carbón sobre el catalizador.

4.1.1 REACCIONES.

Como en cualquier serie de reacciones químicas complejas, existen reacciones que dan lugar a productos indeseables además de los esperados. Las condiciones de reacción deben



escogerse de modo que favorezcan las reacciones deseables e inhiban las indeseables. Las reacciones deseables en un reformador catalítico conducen a la formación de aromáticos o isoparafinas, tal como se ve:

- Las parafinas se isomerizan y en cierto grado se convierten en naftenos. Los naftenos se convierten en aromáticos.
- Las olefinas se saturan para formar parafinas, que luego reaccionan como las parafinas del inciso anterior.
- Los naftenos se convierten en aromáticos.
- Los aromáticos permanecen esencialmente sin cambio.

Las reacciones que conducen a la formación de productos indeseables incluyen:

- La desalquilación de cadenas laterales sobre naftenos y aromáticos para formar butanos y parafinas más ligeras.
- Craqueo de parafinas y naftenos para formar butano y parafinas más ligeras.

Las cuatro principales reacciones que ocurren durante el reformado son:

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

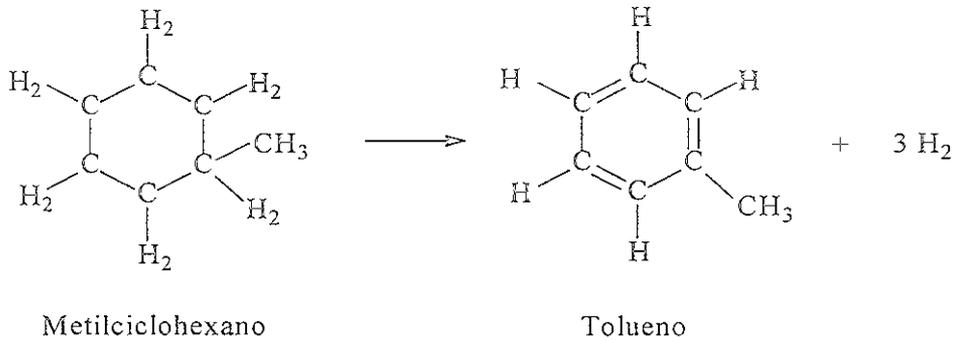
4.1.1.1 REACCIONES DE DESHIDROGENACION.

Las reacciones de deshidrogenación son altamente endotérmicas y dan lugar a un descenso en la temperatura a medida que la reacción progresa. Además, las reacciones de deshidrogenación poseen velocidades de reacción altas, lo que hace preciso el uso de intercambiadores de calor entre los lechos catalíticos para mantener la corriente de

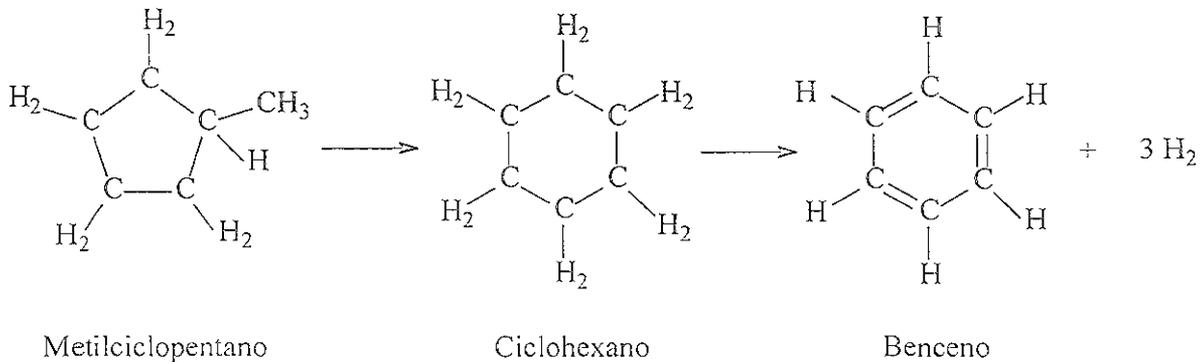


hidrocarburos a temperaturas suficientemente altas para que las reacciones tengan lugar a velocidades prácticas. Las principales reacciones de deshidrogenación son:

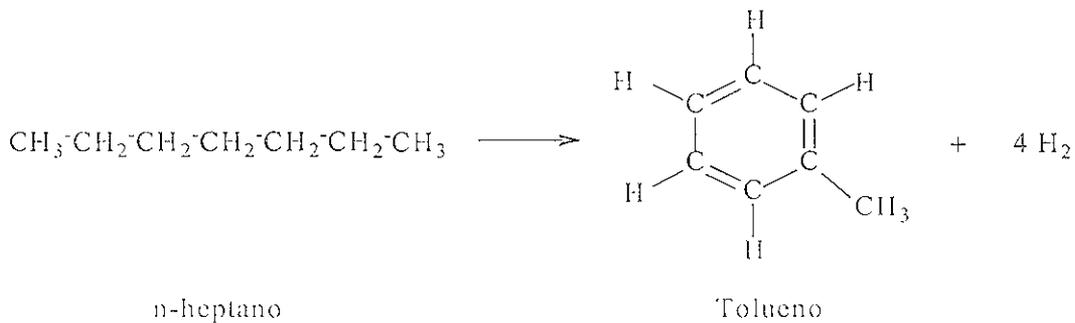
- Deshidrogenación de alquilciclohexanos a aromáticos.



- Deshidroisomerización de alquilciclopentanos a aromáticos.



- Deshidrociclización de parafinas a aromáticos.



La deshidrogenación de los derivados del ciclohexano es una reacción mucho más rápida que cualquiera de las reacciones de deshidroisomerización de alquiterclopentanos o de

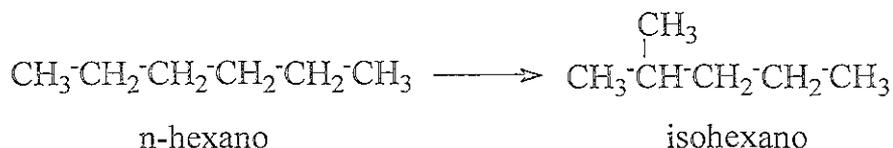


deshidrociclización de parafinas, sin embargo, las tres reacciones son necesarias para obtener una concentración alta en aromáticos, necesaria en el producto para lograr un alto octanaje.

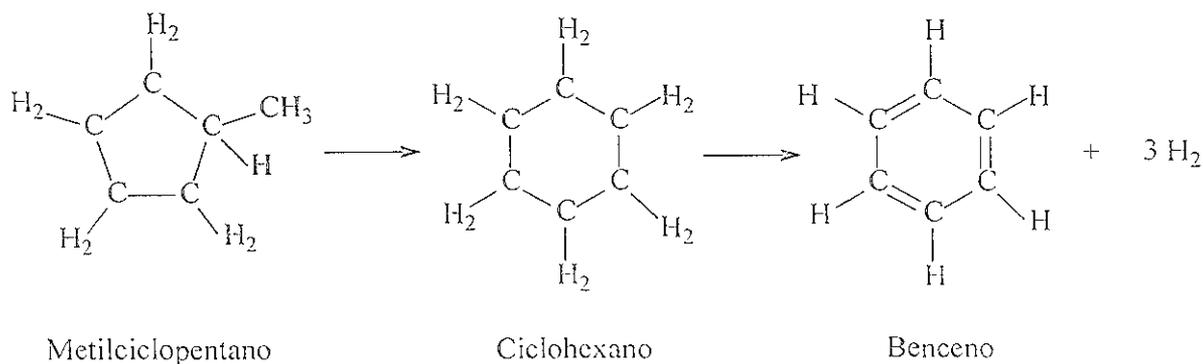
4.1.1.2 REACCIONES DE ISOMERIZACION.

La isomerización de parafinas y ciclopentanos normalmente da lugar a productos de más bajo octanaje que el obtenido con su conversión a aromáticos. Sin embargo, hay un aumento sustancial sobre el de los compuestos no isomerizados. Son reacciones bastante rápidas y con pequeños efectos caloríficos.

- Isomerización de parafinas normales a isoparafinas.



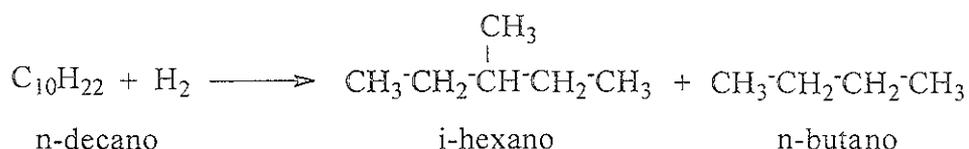
- Isomerización de alquilociclopentanos a ciclohexanos, más su consecuente conversión a benceno.





4.1.1.3 REACCIONES DE CRAQUEO CON HIDRÓGENO.

Las reacciones de craqueo con hidrógeno son exotérmicas y dan lugar a la producción de líquidos más ligeros y productos gaseosos. Son reacciones relativamente lentas y por lo tanto la mayor parte del craqueo con hidrógeno tiene lugar en la última sección del reactor. Las principales reacciones de craqueo con hidrógeno implican el rompimiento y la saturación de las parafinas.



La concentración de parafinas en el material de carga determina la extensión de la reacción de craqueo con hidrógeno pero la fracción relativa de isómeros producidos en cualquier grupo del mismo peso molecular es independiente del material de carga.

4.1.2 PROCESOS DE REFORMADO CATALITICO⁽⁵⁾.

En día existen varios procesos de reformado. Entre ellos se encuentran los procesos de Platforming bajo licencia de la UOP, Powerforming bajo licencia de Exxon, Ultraforming bajo licencia de Std. Oil Ind., Houdriforming y Iso-Plus Houdriforming bajo licencia de Houdry, Catalytic Reforming bajo licencia de Engelhard y Rheniforming bajo licencia de Chevron.

Los procesos de reformado se clasifican en continuos, cíclicos y semiregeneradores, dependiendo de la frecuencia de regeneración del catalizador. El proceso consta de lo siguiente: el alimento tratado previamente y el hidrógeno reciclado se calientan de 496°C a 524°C antes de entrar en el primer reactor. En este, la reacción principal es la deshidrogenación de naftenos a aromáticos y, dado que esta reacción es fuertemente endotérmica, la temperatura desciende considerablemente. Para mantener la velocidad de reacción, los vapores se recalientan antes de pasar por el catalizador del segundo reactor. A



medida que la carga atraviesa los reactores, las velocidades de reacción descienden, los reactores resultan mayores y el recalentamiento necesario resulta ser menor. Normalmente para proporcionar el grado deseado de reacción se necesitan tres reactores, siendo necesarios calentadores de carga a fuego directo antes de cada reactor para hacer alcanzar a la carga la temperatura de reacción.

La carga procedente del último reactor se enfría y los vapores se condensan dando lugar a productos líquidos. Los gases ricos en hidrógeno se separan de la fase líquida y el líquido procedente del separador se envía a una columna de fraccionamiento para que sea debutanizado. La corriente de gas rica en hidrógeno se divide en una corriente de hidrógeno reciclado y en una producción secundaria de hidrógeno neto que se utiliza en las operaciones de tratamiento con hidrógeno o de hidrogenación ó como combustible.

La presión de operación de reformador y la razón hidrógeno–alimento son compromisos entre la obtención de rendimientos máximos, tiempos de operación grandes entre regeneraciones y una operación estable. Normalmente es necesario operar bajo presiones de 13 a 34 atmósferas y razones de carga de hidrógeno de 4000 y 8000 ft³s por barril de alimento nuevo.

4.1.3 CATALIZADORES DE REFORMADO.

Todos los catalizadores de reformado de uso general, hoy en día contienen platino soportado sobre una base de sílice o de aluminio–sílice. En muchos casos el renio se combina con el platino para formar un catalizador más estable, que permite operar a presiones más bajas. El platino está ideado para utilizarlo como zona catalítica para las reacciones de hidrogenación y deshidrogenación, y la alúmina clorada proporciona una zona ácida para las reacciones de isomerización, ciclización y craqueo con hidrógeno.

La actividad de un catalizador de reformado es función del área, del volumen del poro y del contenido en platino y cloros activos. La actividad del catalizador se reduce durante el funcionamiento por los depósitos de coque y las pérdidas de cloruros. La actividad del



- Eliminación de oxígeno con producción de hidrocarburos y agua.

Aun cuando la planta de Hidrodesulfuración es importante para este trabajo, no es de competencia directa, por lo que no se explicará más. Ahora explicaremos el proceso de la Unidad Reformadora de Naftas, la cuál es la razón de este trabajo.

4.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS "U500".

La gasolina desulfurada que llega a la unidad Reformadora de Naftas (U500) para someterse a la reacción de reformación, proviene del intercambiador de calor EA-405 (U400) y del tanque de almacenamiento TV-8. Esta alimentación pasa por los filtros FD-501/502 para entrar al intercambiador de calor de carga combinada (EA-501), también llamado PAKINOX. Antes de entrar al EA-501 se le une una línea de inyección de cloruros. Una línea que proviene del domo del segundo separador de productos de reformación FA-502, que contiene hidrogeno de recirculación, es mezclada con esta corriente en el interior de EA-501. La corriente se precalienta con el efluente del reactor DC-501C. Los cloruros y el condensado son inyectados con la bomba GA-513 a la entrada y salida del EA-501.

Como la reacción de reformación es fuertemente endotérmica, para tener un buen rendimiento en el producto final, es necesario dividir la reacción en tres etapas, para que pueda suministrársele el calor requerido en cada una de ellas. para obtener el rendimiento deseado. La carga precalentada entra al calentador de carga de reformación (BA-501) por la celda A para obtener la temperatura requerida (511°C), y posteriormente entrar al reactor No. 1 (DC-501A) atravesando la cama de catalizador ocasionando que la gasolina se reforme parcialmente, saliendo del reactor y regresando de nuevo al calentador BA-501 entrando por la celda B para aumentar su temperatura (516°C) y fluye a través del reactor No. 2 (DC-501B) para continuar con la reformación, por último sale del reactor No. 2 y vuelve a regresar al BA-501 celda C para elevar la temperatura y posteriormente regresar al último reactor No. 3 (DC-501C). Una vez que ha sido alcanzado el grado de reacción deseado, el efluente del reactor No. 3 (DC-501C) intercambia calor con la carga fresca en el EA-501 para después pasar al



enfriador de efluente del reactor EC-501 (Tipo Soloaire) para posteriormente entrar en el separador de baja presión FA-501.

En el separador de baja presión, el efluente del reactor se separa en dos fases (gas y líquido). El propósito de esta separación es permitir el levantamiento de la presión del efluente del reactor, y posteriormente una vez hecha una recombinación en una sola corriente fría, una segunda separación nos resulta en una fase gaseosa de una pureza muy alta de hidrógeno. Por el domo del separador de baja presión (FA-501) el gas fluye a través de una malla para retener los líquidos que pudiera llevar el gas y va directo a la succión del compresor de recirculación GB-501.

Por la parte del fondo del FA-501 sale el efluente líquido y es bombeado por las bombas GA-501 ó GA-501R, a control de nivel del separador de baja presión (LIC-501). La corriente de descarga del compresor de gas de recirculación y la corriente líquida se juntan y se enfrían en el intercambiador de alta presión EA-502 A/D. Una vez efectuado el enfriamiento, el efluente entra al separador de productos de reformación FA-502, en donde ocurre una nueva separación de las fases gas y líquida.

Por el fondo del FA-502 se obtiene la fase líquida (productos de reformación), que es bombeada por las bombas GA-502 ó GA-502R a control de nivel del LIC-502 y su flujo es medido por el FIC-537. Después, el producto reformado, ya libre de hidrógeno, pasa por el precalentador de carga EA-503 A/C para elevar su temperatura y entrar a la DA-501, la cuál es una torre estabilizadora, en donde se le eliminarán los hidrocarburos ligeros.

Por el domo del FA-502 se desprende el hidrogeno del producto ya reformado y se divide en dos corrientes; una corriente que entra en el cambiador de carga combinada EA-501, la cuál funciona como hidrógeno de recirculación. En esta línea se encuentra un analizador de hidrogeno AI-510 y el analizador de humedad AI-501. El flujo de esta línea es cuantificado por el FI-507 (Tipo Venturi) La segunda línea entra al tanque de tratamiento de cloro FA-510, para después pasar al tanque de succión de la primera etapa de compresión FA-511. Si el FA-510 no funciona por algun motivo, existe un directo que entra al tanque de succión de primera



etapa. Por el domo del FA-511 sale el hidrógeno con una alta pureza y se divide en 4 líneas; la primera línea se cuantifica con el FI-1101 y va a la planta Hidrodesulfuradora de Residuales HDR, una segunda línea llega a la succión de la primera etapa de los compresores GB-502 A/B, la tercer línea es controlada por el FRC-2102 con flujo hacia la planta HDD-V en HIDROS-2, vía Límite de Batería Sur, y la última línea envía hidrógeno, ya sea a gas combustible o desfogue, a control de presión del PIC-505 que se encuentra en el tanque separador de baja presión FA-501.

En esta parte de la planta se encuentra la sección de compresión, la cuál se describirá posteriormente para dar un seguimiento al presente trabajo.

La carga reformada que es bombeada por la GA-502 ó GA-502R, procedente del FA-502 hacia la DA-501, es precalentada por los fondos del DA-501. La temperatura es medida por el TI-500-37 para posteriormente entrar a la torre estabilizadora DA-501.

Por la parte del domo del DA-501 se obtienen los hidrocarburos ligeros (gas natural y L.P.) y una pequeña parte de hidrógeno que logró arrastrarse. Esta línea se enfría en los soloaires EC-503 y pasar por el segundo condensador de la estabilizadora EA-505 para después entrar al acumulador de reflujo de estabilizadora, el FA-503.

Del domo del FA-503 se puede enviar gas a desfogue previa medición del FI-521, ó a la planta catalítica (PIC-506), además de enviar gas a la red de gas combustible si es necesario. Por el fondo del FA-503 se obtiene el gas licuado y es bombeado por las bombas GA-504 ó GA-504/R. Una línea es enviada al FA-611 a control de nivel del LIC-504 previa medición con el FI-520, la otra línea es enviada como reflujo a la DA-501 a control en cascada por el TIC-505 y el FIC-553.

Por el fondo del DA-501 salen dos líneas: una es el producto reformado ya estabilizado y la segunda es la corriente de reflujo. La primera entra al precalentador de carga de la estabilizadora EA-503 A.C y así ceder su calor a la corriente que va a entrar a la DA-501, para posteriormente pasar por el primer enfriador de fondos de la estabilizadora, el EC-



502. Después de enfriarse en el EC-502, pasa al segundo enfriador de fondos de la estabilizadora, el EA-504 A/B. En esta línea existe un directo para evitar que pase por el segundo enfriador, para posteriormente ser cuantificado por el FI-519 y después pasar al analizador de octano. Esta línea está a control de nivel por el LIC-503 que se encuentra en el DA-501. Si la temperatura es aun elevada puede hacerse pasar por el EA-504 C/D para obtener una temperatura menor y así evitar algún daño debido a la presión de vapor. Esta línea es del producto reformado ya listo para enviarse a tanques de almacenamiento, vía Límite de Batería Sur. La segunda línea es bombeada por las bombas GA-503 ó GA-503R para ser enviada a la zona de convección del BA-501, la cuál funciona como rehervidor. Una vez que ha salido de la zona de convección del BA-501, intercambia calor con la corriente proveniente de los fondos de la torre DA-401 en el rehervidor de balance de la estabilizadora, el EA-506. Hecho esto, regresa a la torre DA-501.



4.4 SELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LA SECCIÓN O UNIDAD DE PROCESO.

Después de conocer el proceso de reformación, se debe seleccionar un área crítica de la planta, la cual debe de ser importante en el proceso de reformación, para posteriormente llevar a cabo en ella el Análisis de Riesgos. Una sección crítica para el buen funcionamiento de la planta es la sección de compresión de hidrógeno, ya que si llegara a fallar, la planta tendría que parar, además de que este paro afectaría a otros sectores. A esta sección le llamaremos “Circuito de Compresión de Hidrógeno”, la cuál será objeto de estudio. Para su fácil estudio, se dividió en nodos, para quedar como sigue:

- Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502A/B.
- Descarga del compresor GB-502A/B primer paso al FA-505.
- Tanque FA-505.

En esta sección, la alimentación esta constituida en su mayoría por hidrógeno, además de hidrocarburos y otros compuestos formados en la reacción.

4.5 DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO DE COMPRESIÓN.

Una de las salidas del domo del tanque separador FA-502, la cuál lleva hidrógeno, va hacia el FA-510 (guarda de cloro). Del fondo del FA-510, la corriente de hidrógeno se divide en dos líneas de 12”, una va a la succión de los segundos pasos de los compresores GB-502 A/B y la otra línea entra al FA-511. Por el fondo del FA-511, salen los hidrocarburos ligeros que se arrastraron a lo largo del proceso y que aquí se condensaron, los cuáles se mandan a la alimentación del FA-501, y por el domo, después de pasar por una malla tipo DEMISTER (para evitar que pase líquido a la succión de los compresores), el hidrógeno sale hacia la succión de los compresores en su primera etapa. En su trayecto hacia los compresores, la línea de proceso tiene una salida hacia la unidad IIDR (vía L.B. Sur), la cuál pasa por la PV-1101 y el indicador de flujo FI-1101, otra línea de desfogue con la PSV-522 para proteger al FA-511, y una más hacia los sistemas de desfogue y/o gas combustible



En esta última línea se encuentra un desvío de hidrógeno hacia HDD-V (que puede mandar o recibir) en Hidros 2, dependiendo de las necesidades en ambas plantas. El flujo de operación en la línea de desfogue y/o gas combustible es variable de acuerdo a la operación de los compresores GB-502 A/B. A esta línea también se le une una línea de venteo de empaques de los compresores GB-502 A/B.

La presión de entrada a los compresores en el primer paso es de 11 kg/cm^2 y la temperatura de 38°C , medidas con el PI-556 y el TI-514 en el compresor GB-502A y con el PI-558 y el TI-517 en el compresor GB-502B. En la salida de los compresores GB-502 A/B (primer paso), el hidrógeno es descargado con una presión de 28 kg/cm^2 y una temperatura de 101°C , medidas con el PI-546 y el TI 500-34 en el compresor GB-502A y con el PI-551 y el TI 500-30 en el compresor GB-502B. Los indicadores de temperatura TI 500-34 y TI 500-30 cuentan con alarmas nivel alto y muy alto. Si la presión excede los máximos permisibles, actúan la PSV-505 en el compresor GB-502A y la PSV-506 en el compresor GB-502B, enviando hidrógeno hacia el sistema de desfogue. Una línea que funciona como venteo en los compresores, se encuentra entre la entrada y salida de los compresores. El hidrógeno comprimido proveniente del primer paso de los compresores GB-502 A/B es llevado a un cabezal de 8", por medio del cuál, se manda hidrógeno a la U400 con un flujo de $73\ 000 \text{ m}^3/\text{día}$, al FA-502, el cuál es gobernado por el control distribuido (por medio de la válvula PV-505B), y hacia el intercambiador EA-508. El intercambiador EA-508 enfría la corriente de hidrógeno con agua de enfriamiento. La temperatura de la corriente de hidrógeno después de pasar por el EA-508 es conocida gracias al TI-518. Esta corriente, después de pasar por el EA-508, llega al FA-505, el cuál es el tanque de succión de la segunda etapa de los compresores GB-502 A/B. La presión en este tanque de succión es de 28 kg/cm^2 .

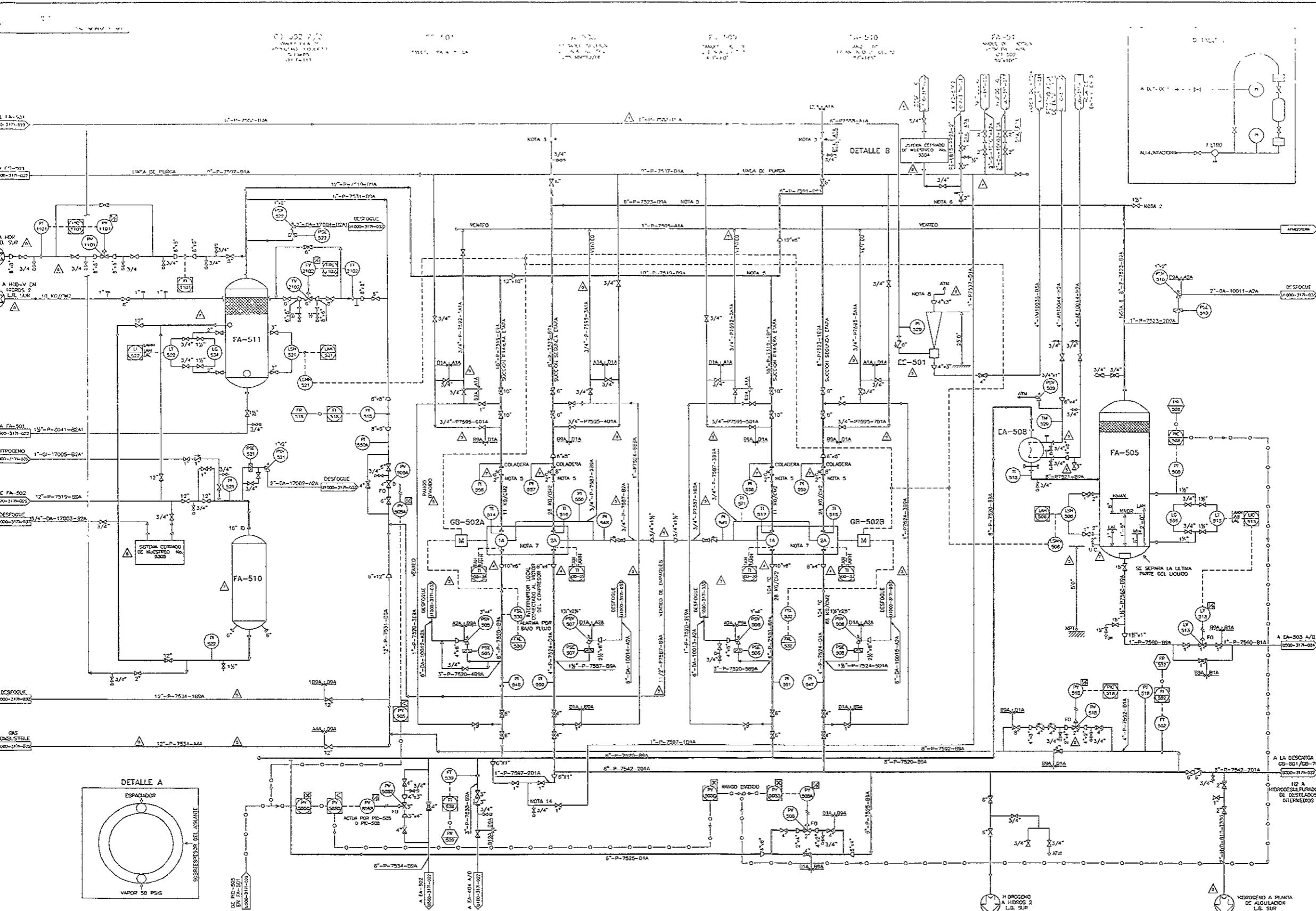
En el FA-505 se separa la última parte de líquido (hidrocarburo) que logró arrastrarse y sale por el fondo hacia el EA-503 A/B/C y el nivel del FA-505 es controlado por el LIC-503, por medio de la válvula LV-513. Por el domo, el hidrógeno sale, después de pasar por una malla tipo DEMISTER, y una pequeña parte de esta corriente de hidrógeno es enviada al FG-5002, en la unidad de Regeneración Continua de Catalizador (CCR) y la otra parte es succionada por el segundo paso de los compresores GB-502 A/B.



Si existe una sobrepresión en el FA-505, actúa la PSV-510, desfogando hacia el sistema de desfogue de la planta. La presión de entrada a los compresores en el segundo paso es de 28 kg/cm^2 y la temperatura de 38°C , medidas con el PI-557 y el TI-516 en el compresor GB-502A y con el PI-559 y el TI-515 en el compresor GB-502B. En la salida de los compresores GB-502 A/B (segundo paso), el hidrógeno es descargado con una presión de 60 kg/cm^2 y una temperatura de 104°C , medidas con el PI-550 y el TI 500-29 en el compresor GB-502A y con el PI-547 y el TI 500-32 en el compresor GB-502B. El TI 500-29 y el TI 500-32 cuentan con alarmas para alto nivel y muy-alto nivel. Si la presión excede los máximos permisibles, actúan la PSV-507 en el compresor GB-502A y la PSV-508 en el compresor GB-502B, enviando hidrógeno hacia el sistema de desfogue. El hidrógeno, pasa a un cabezal, en donde se manda hacia Hidros 2 y hacia Planta de alquilación, ambas vía límite de batería sur, y principalmente hacia los compresores GB-701 y GB-801, en las unidades U700 y U800. También hay aquí una línea hacia el cabezal de descarga del primer paso, controlado por la PV-508 (esta línea se encuentra gobernada por el control distribuido), y una corriente hacia el sistema de desfogue y/o gas combustible con un flujo variable (cuantificado por medio del FI-552) controlado por medio de la válvula PV-518. Entre los cabezales de descarga del primer y segundo pasos, hay una línea para realizar el purgado entre los pasos mencionados.

Cuando se necesita sacar de operación a los compresores GB-502 A/B, funciona sobre la línea de purgado antes mencionada, una línea de gas inerte (nitrógeno) que conecta con la succión de dichos compresores y también una corriente de hidrógeno para barrido para reiniciar la operación. Esta línea también funciona para el compresor GB-501.

En los Diagramas 4.2 y 4.3, se muestra el circuito de compresión de la Unidad Reformadora de Naftas.



- LISTA DE CAMBIOS REVISION A
- 1- SE DIMENSIONARON LAS VALVULAS DE SEGURIDAD
 - 2- SE AUMENTO LA LISTA DE MATERIALES BASA EL PROVEEDOR CO-502.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION B
- 1- CAMBIO DE ESPECIFICACION EN LINEAS 7531 Y 7530.
 - 2- CAMBIO DE DIAMETRO LINEA 7531.
 - 3- CAMBIO DE DIAMETRO LA VALVULA PV-518.
 - 4- CAMBIO REDUCCIONES EN LAS LINEAS 7524-1, 7524-2, 7520, 7524, 7520, 7520-1, 7524-7, 7520-1, 7524-1, 7524-1, 7524-1.
 - 5- SE CAMBIO EL DIAMETRO DE 1 1/2" Y SE LE PUSIERON NIVEL.
 - 6- SE AGREGO VALVULA DE CIERRE EN DR.
 - 7- SE AGREGO NOTA 10.
 - 8- SE AGREGO ARRIBO DE EFECTOS DE GAS INERTE A LINEA 7597.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION C
- 1- EN LAS LINEAS P-7531-B9A Y P-7530-B9A SE DOLOCARON REDUCCIONES DE 1" Y DE 1 1/2" RESPECTIVAMENTE.
 - 2- SE MODIFICARON LOS CAMBIOS DE ESPECIFICACION DE LAS LINEAS:
 - 2"-P-7524-5 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10014 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-P-7524-4 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10015 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 3- SE REAFIRMACION LAS LINEAS DEL SISTEMA DE PURGA DE LA COMPRESORA CO-502.
 - 4- A/B SE AGREGO EL P-543 Y LA NOTA 12.
 - 5- SE AGREGO EL DESTINO DE LA LINEA 12"-P-7531-A9A MANDANDOSE AL 0003 10.
 - 6- SE NUMERO LA LINEA 11/2"-G110002 B9A Y LA LINEA 11/2"-G110007-AZA.
 - 7- SE ELIMINO EL P-504.
 - 8- LAS FSA 530 Y 532 SE CAMBIARON SU TABLERO LOCAL A CAMPO.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION D
- 1- SE INSTALO FA-510 TANQUE TRAYADO DE CLORO
 - 2- SE INSTALO FA-511, TANQUE DE SUCCO DE LA PRIMERA ETAPA DEL COMPRESOR
 - 3- SE INSTALO COLADERA EN SUCCION DEL COMPRESOR CB-502 A/B.
 - 4- SE AGREGO LINEA DE REFRIGERACION DE DIAMETRO PARA RECIBIR O ENTREGA HIBRIDO A HENOS
 - 5- EN LA SECCION DEL SEGUNDO PASO CB-502 A/B SE TIENE LINEA DE 2" DE ALIMENTACION AL CCP A LA ZONA DE REDUCCION.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION E
- 1- SE QUITO EL P-543.
 - 2- SE ELIMINARON LAS NOTAS 11 Y 12.
 - 3- SE AGREGARON LINEAS DE HIDROGENO 8" DE FA-511 A H2O Y A H2O, CON VALVULAS PV-110 Y PV-1102 RESPECTIVAMENTE.
 - 4- SE AGREGO LINEA DE HIDROGENO A PL. DE ALIMENTACION DE 2"
 - 5- CAMBIO DE QUANTRO LA VALVULA PV-518.
 - 6- CAMBIARON DE DIAMETRO LAS LINEAS P-7524-201A Y P-7524-21A.
 - 7- SE AGREGO DETALLE B Y NOTA 14.
 - 8- SE AGREGARON SISTEMAS DE INSTRUMENTACION CERRADO NO 5304 Y 5305.
 - 9- EN EL PLANO ORIGINAL NO PARECEN LISTAS DE CAMBIOS.

- LISTA DE CAMBIOS REVISION F
- 1- SE AGREGO NOTA 10.
 - 2- SE AGREGO ARRIBO DE EFECTOS DE GAS INERTE A LINEA 7597.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION G
- 1- EN LAS LINEAS P-7531-B9A Y P-7530-B9A SE DOLOCARON REDUCCIONES DE 1" Y DE 1 1/2" RESPECTIVAMENTE.
 - 2- SE MODIFICARON LOS CAMBIOS DE ESPECIFICACION DE LAS LINEAS:
 - 2"-P-7524-5 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10014 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-P-7524-4 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10015 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 3- SE REAFIRMACION LAS LINEAS DEL SISTEMA DE PURGA DE LA COMPRESORA CO-502.
 - 4- A/B SE AGREGO EL P-543 Y LA NOTA 12.
 - 5- SE AGREGO EL DESTINO DE LA LINEA 12"-P-7531-A9A MANDANDOSE AL 0003 10.
 - 6- SE NUMERO LA LINEA 11/2"-G110002 B9A Y LA LINEA 11/2"-G110007-AZA.
 - 7- SE ELIMINO EL P-504.
 - 8- LAS FSA 530 Y 532 SE CAMBIARON SU TABLERO LOCAL A CAMPO.

- LISTA DE CAMBIOS REVISION H
- 1- SE AGREGO NOTA 10.
 - 2- SE AGREGO ARRIBO DE EFECTOS DE GAS INERTE A LINEA 7597.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION I
- 1- EN LAS LINEAS P-7531-B9A Y P-7530-B9A SE DOLOCARON REDUCCIONES DE 1" Y DE 1 1/2" RESPECTIVAMENTE.
 - 2- SE MODIFICARON LOS CAMBIOS DE ESPECIFICACION DE LAS LINEAS:
 - 2"-P-7524-5 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10014 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-P-7524-4 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10015 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 3- SE REAFIRMACION LAS LINEAS DEL SISTEMA DE PURGA DE LA COMPRESORA CO-502.
 - 4- A/B SE AGREGO EL P-543 Y LA NOTA 12.
 - 5- SE AGREGO EL DESTINO DE LA LINEA 12"-P-7531-A9A MANDANDOSE AL 0003 10.
 - 6- SE NUMERO LA LINEA 11/2"-G110002 B9A Y LA LINEA 11/2"-G110007-AZA.
 - 7- SE ELIMINO EL P-504.
 - 8- LAS FSA 530 Y 532 SE CAMBIARON SU TABLERO LOCAL A CAMPO.

- LISTA DE CAMBIOS REVISION J
- 1- SE AGREGO NOTA 10.
 - 2- SE AGREGO ARRIBO DE EFECTOS DE GAS INERTE A LINEA 7597.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION K
- 1- EN LAS LINEAS P-7531-B9A Y P-7530-B9A SE DOLOCARON REDUCCIONES DE 1" Y DE 1 1/2" RESPECTIVAMENTE.
 - 2- SE MODIFICARON LOS CAMBIOS DE ESPECIFICACION DE LAS LINEAS:
 - 2"-P-7524-5 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10014 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-P-7524-4 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10015 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 3- SE REAFIRMACION LAS LINEAS DEL SISTEMA DE PURGA DE LA COMPRESORA CO-502.
 - 4- A/B SE AGREGO EL P-543 Y LA NOTA 12.
 - 5- SE AGREGO EL DESTINO DE LA LINEA 12"-P-7531-A9A MANDANDOSE AL 0003 10.
 - 6- SE NUMERO LA LINEA 11/2"-G110002 B9A Y LA LINEA 11/2"-G110007-AZA.
 - 7- SE ELIMINO EL P-504.
 - 8- LAS FSA 530 Y 532 SE CAMBIARON SU TABLERO LOCAL A CAMPO.

- LISTA DE CAMBIOS REVISION L
- 1- SE AGREGO NOTA 10.
 - 2- SE AGREGO ARRIBO DE EFECTOS DE GAS INERTE A LINEA 7597.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION M
- 1- EN LAS LINEAS P-7531-B9A Y P-7530-B9A SE DOLOCARON REDUCCIONES DE 1" Y DE 1 1/2" RESPECTIVAMENTE.
 - 2- SE MODIFICARON LOS CAMBIOS DE ESPECIFICACION DE LAS LINEAS:
 - 2"-P-7524-5 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10014 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-P-7524-4 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10015 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 3- SE REAFIRMACION LAS LINEAS DEL SISTEMA DE PURGA DE LA COMPRESORA CO-502.
 - 4- A/B SE AGREGO EL P-543 Y LA NOTA 12.
 - 5- SE AGREGO EL DESTINO DE LA LINEA 12"-P-7531-A9A MANDANDOSE AL 0003 10.
 - 6- SE NUMERO LA LINEA 11/2"-G110002 B9A Y LA LINEA 11/2"-G110007-AZA.
 - 7- SE ELIMINO EL P-504.
 - 8- LAS FSA 530 Y 532 SE CAMBIARON SU TABLERO LOCAL A CAMPO.

- LISTA DE CAMBIOS REVISION N
- 1- SE AGREGO NOTA 10.
 - 2- SE AGREGO ARRIBO DE EFECTOS DE GAS INERTE A LINEA 7597.
- LISTA DE CAMBIOS REVISION O
- 1- EN LAS LINEAS P-7531-B9A Y P-7530-B9A SE DOLOCARON REDUCCIONES DE 1" Y DE 1 1/2" RESPECTIVAMENTE.
 - 2- SE MODIFICARON LOS CAMBIOS DE ESPECIFICACION DE LAS LINEAS:
 - 2"-P-7524-5 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10014 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-P-7524-4 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 2"-DA-10015 DE B9A-AZA A D1A-AZA
 - 3- SE REAFIRMACION LAS LINEAS DEL SISTEMA DE PURGA DE LA COMPRESORA CO-502.
 - 4- A/B SE AGREGO EL P-543 Y LA NOTA 12.
 - 5- SE AGREGO EL DESTINO DE LA LINEA 12"-P-7531-A9A MANDANDOSE AL 0003 10.
 - 6- SE NUMERO LA LINEA 11/2"-G110002 B9A Y LA LINEA 11/2"-G110007-AZA.
 - 7- SE ELIMINO EL P-504.
 - 8- LAS FSA 530 Y 532 SE CAMBIARON SU TABLERO LOCAL A CAMPO.

<p>UNAM</p> <p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO</p> <p>FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212</p> <p>ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN EL CIRCUITO DE COMPRESION (UNIDAD 500), DE LA PLANTA HIDROSULFURADORA DE NAFTAS I DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO EN TULA HIDALGO</p> <p>COORD. UNAM-PEMEX FO-517-1 / CAP. UNIDAD H2O2-R 38000 BPD</p>	<p>PEMEX REFINACION</p> <p>DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION</p> <p>UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS</p> <p>REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.</p> <p>DIAGRAMA No. 4.3</p>
--	---

GC-501/R/3 EN PLANTA DE REFINERÍA DE NAFTAS EN TULA HIDALGO
 CA-501 EN PLANTA DE REFINERÍA DE NAFTAS EN TULA HIDALGO
 FA-502 EN PLANTA DE REFINERÍA DE NAFTAS EN TULA HIDALGO
 GA-501/R EN PLANTA DE REFINERÍA DE NAFTAS EN TULA HIDALGO
 GC-501 EN PLANTA DE REFINERÍA DE NAFTAS EN TULA HIDALGO
 CA-502/R EN PLANTA DE REFINERÍA DE NAFTAS EN TULA HIDALGO

NOTAS
 (1) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (2) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (3) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (4) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (5) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (6) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (7) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (8) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (9) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (10) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (11) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...
 (12) PARA LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN DE LA TURBINA...

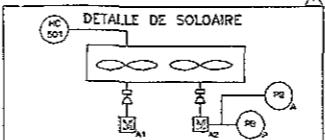
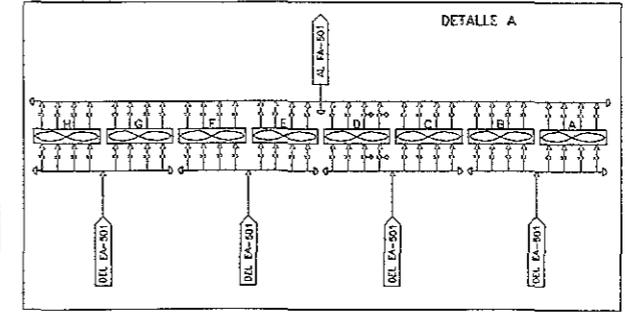
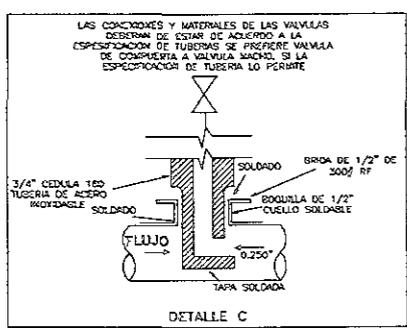
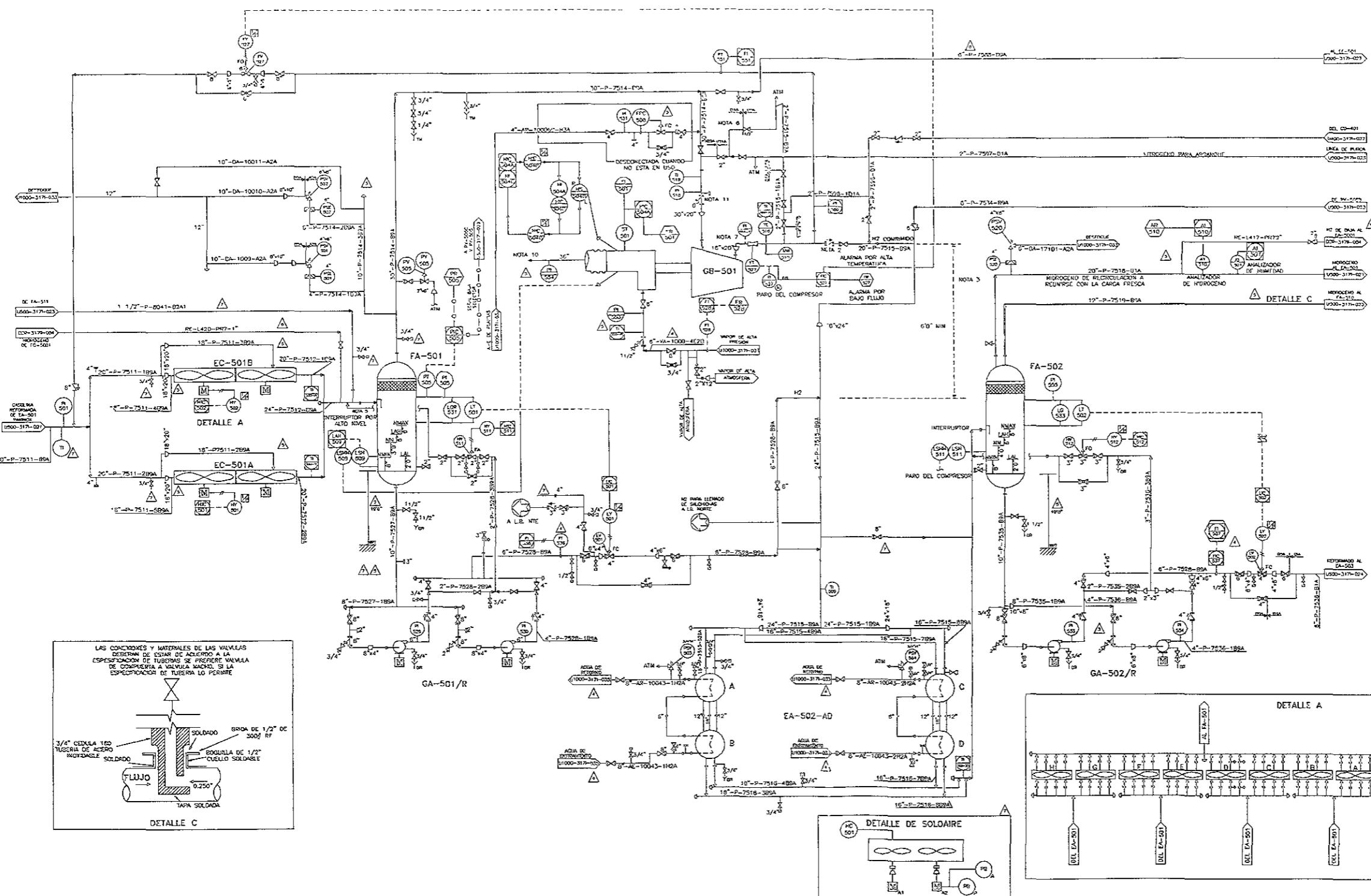
LISTA DE CAMBIOS REV. A
 1- SE HIZO EL ARREGLO DE LA TUBERÍA DEL CA-502 DE ACUERDO AL DISEÑO DEL FABRICANTE.
 2- SE ENRIQUECIÓ Y ESPECIFICARON LAS VÁLVULAS DE REGULACIÓN.

LISTA DE CAMBIOS REV. B
 1- SE LE PUSO DIÁMETRO A LA VÁLVULA FIC-530.
 2- SE CAMBIÓ LA ESPECIFICACIÓN A LAS LÍNEAS DE AGUA.
 3- SE AGREGÓ VÁLVULA DE CIERRE EN EL DUCTO DEL FA-501.
 4- SE LE PUSO DIÁMETRO A LA VÁLVULA FIC-537 Y SE CAMBIÓ DE DIÁMETRO SU LÍNEA A 3".
 5- SE CORRIÓ HO HO EN LA LÍNEA DE VAPOR DE ALTA EN LA TURBINA GC-501.
 6- SE AGREGÓ NOTA 6.

LISTA DE CAMBIOS REV. C
 1- SE AGREGÓ DETALLE "D".
 2- SE AGREGÓ NOTA (10).
 3- SE AGREGÓ LÍNEA 4"-P-7510-101A A LA SUCCIÓN DE CA-501/R.
 4- SE AUMENTÓ T/M EN 20"-P-7510-02A Y SE QUITÓ DE 12"-P-7510-05A.
 5- SE CAMBIARON LAS DISTANCIAS DE TÁNCENTE A NPT EN FA-501 Y FA-502 Y SE LE ALIMENTARON NIVELES DIFERENTES DE ALARMA.
 6- SE REARREGLO LÍNEA 7514-3 Y SE MARCARON LAS LÍNEAS 3/4"-P-7514-405A Y 6"-P-7514-05A.
 7- SE AGREGARON LAS LÍNEAS 12"-P-7511-205A, 10"-P-7511-205A, 10"-P-7511-405A Y 10"-P-7511-505A.
 8- SE LE DIO DIÁMETRO A LA LÍNEA P-7508-01A.
 9- SE AGREGÓ NOTA (11).
 10- EL TI-521 CAMBIÓ A TI-500-49.
 11- SE AGREGARON PI-502 L 2-531.

LISTA DE CAMBIOS REV. D
 1- SE AGREGARON LAS LÍNEAS RE-1417-P-17-2" (5.0), RE-1420-P-17-1" (1.0), DEBIDO A LA ADICIÓN DE LA REGULACIÓN CONTINUA DE CATALIZADOR CONTROLO FE-533A.

LISTA DE CAMBIOS REV. E
 1- SE AGREGÓ LÍNEA PROVENIENTE DE FONDO DE FA-511 A LA ENTRADA DE FA-501.
 2- SE AGREGARON VENTOS DE 3/4".
 3- SE AGREGÓ TI A LA ENTRADA DE LOS EC-501.
 4- LÍNEAS DE ALICATA DE SOSA PARA LAVADO DEL FA-501 ACTUALMENTE YA NO SE USAN.
 5- SE QUITÓ LA LÍNEA DE GASOLINA DULCE QUE VENÍA DE LOS FILTROS.
 6- SE AGREGÓ DETALLE DE SOLOAIRE.
 7- LA LISTA DE CAMBIOS REV. A NO APARECE EN EL PLANO ORIGINAL.
 8- SE AGREGÓ NOTA (12).
 9- LÍNEA DE 6" NORMALMENTE FUERA DE OPERACIÓN.



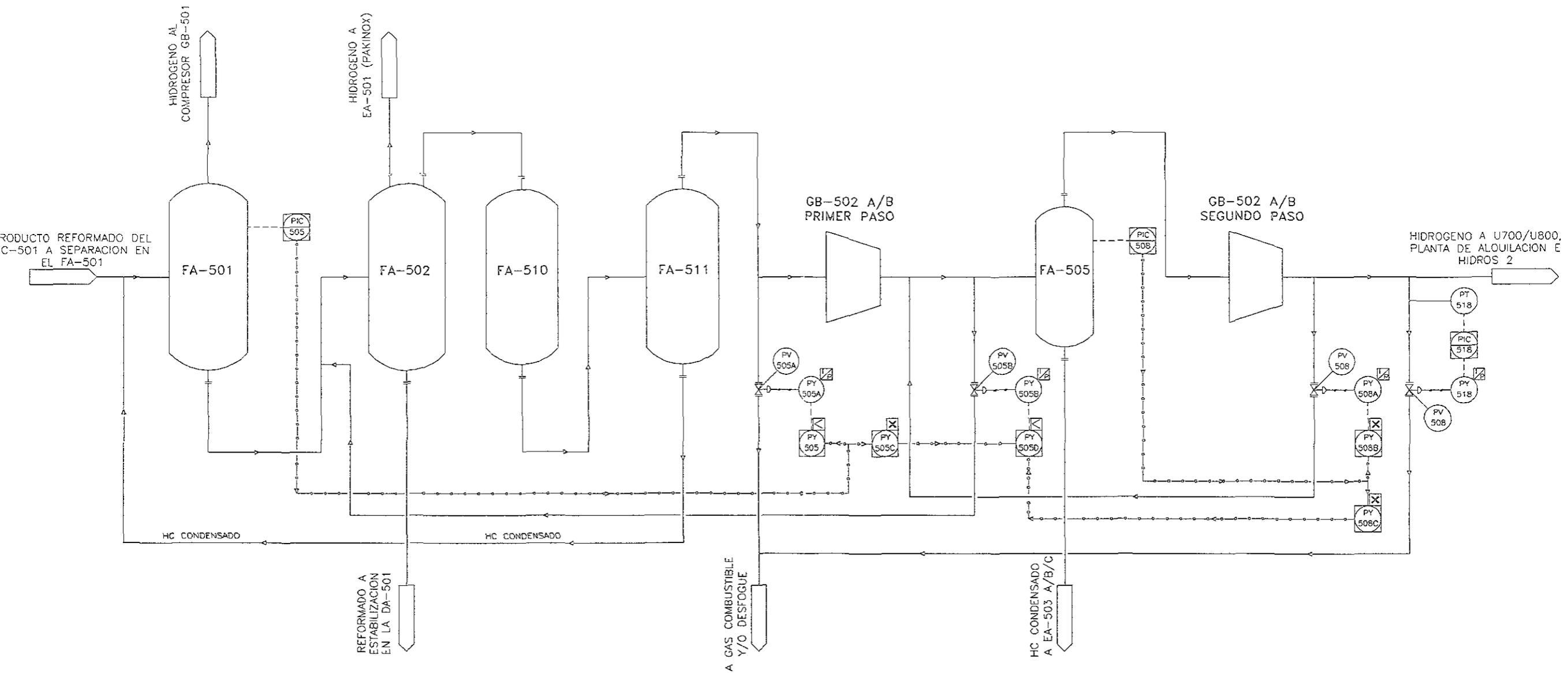


4.6 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO PARA EL CIRCUITO DE COMPRESIÓN.

Para mantener la correcta operación de los compresores, es necesario tener una relación constante entre la presión de succión y de descarga de los compresores GB-502 A/B. Como se mencionó, la presión de succión para el primer paso es de 11 kg/cm², y la descarga es de 28 kg/cm² y la presión de succión para el segundo paso es de 28 kg/cm², y la descarga es de 60 kg/cm². El indicador-controlador de presión PIC-505, es el que manda la señal de la presión en el FA-501 hacia las válvulas PV-505A y PV-505B. Esto es, antes de la succión del primer paso. Si la presión es menor a 11 kg/cm², se abre la válvula PV-505B, la cuál sale de la descarga del primer paso (en donde la presión es de 28 kg/cm²) y presiona al FA-501 hasta regular la presión, y si la presión es mayor a 11 kg/cm², se abre la válvula PV-505A, la cuál manda el hidrógeno que está presionando hacia el sistema de desfogue y/o gas combustible. Después de la descarga del primer paso, está el tanque de succión de la segunda etapa, FA-505. En este punto se debe de tener una presión de 28 kg/cm².

El indicador-controlador de presión PIC-508, es el que manda la señal de la presión en el FA-505 hacia las válvulas PV-505B y PV-508. Si la presión es menor a 28 kg/cm² manda a abrir la válvula PV-508, con el fin de igualar la presión a 28 kg/cm² en el FA-505. La línea sobre la cuál se encuentra la PV-508 proviene de la descarga del segundo paso, en donde la presión es de 60 kg/cm². Si la presión es mayor, manda a abrir la válvula PV-505B. Como el destino final de la línea sobre la que se encuentra la PV-505B es el FA-502, este se presionará, y probablemente rebase la presión de 11 kg/cm². Si esto sucede, tendrá que abrirse la válvula PV-505A. Si la presión a la descarga del segundo paso, excede los 60 kg/cm², actúa la PV-518, la cuál manda el hidrógeno excedente hacia el sistema de gas combustible y/o desfogue. El Sistema de Control Distribuido (SCD) en el circuito de compresión se visualiza en el Diagrama 4.4.

SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO (SCD) EN EL CIRCUITO DE COMPRESION EN LA UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 1 (HIDROS 1) DE LA REFINERIA "MIGUEL HIDALGO" DE TULA DE ALLENDE HIDALGO.





4.7 RESULTADOS DEL ANÁLISIS HAZOP.

En base a las reuniones de estudio HazOp que se llevaron a cabo en conjunto con el personal de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas, se analizó el proceso junto con los Diagramas de Tubería e Instrumentación, obteniéndose la siguiente lista de causas y consecuencias.

En la columna correspondiente a Clase, el valor encerrado entre paréntesis, corresponde al nivel de riesgo ya evaluado con las protecciones existentes en la planta o equipo, mientras que el que se encuentra solo, corresponde al nivel de riesgo sin protección alguna.



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Notodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023

Producto: Hidrógeno

Desviación: Flujo inverso.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
Paro del compresor GB-502 A/B con válvulas de compresión calzadas.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Represionamiento en el FA-502 y en el FA-510. Ruptura de recipientes Fuga, incendio y explosión. 2. Arrastre de alúmina del FA-510 al FA-502. 3. Paro de planta. 	5 (2)	3 (3)	9 (6)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Alarma por bajo flujo de hidrógeno FAL-530 y FAL-532. 2. Alarma por alto nivel en el FA-502 y FA-505. 3. Alarma por alta temperatura en la descarga del primer y/o segundo paso. 4. Indicación y alarma por alta temperatura en los devanados del motor. 5. Indicación en campo y alarma por baja presión del sistema de lubricación. 6. Alarma por alta caída de presión en el filtro de lubricación. 7. Indicador y alarma (PIC-505). 8. PSV-501 y PSV-502. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Colocar válvulas descargadoras termoplásticas en el compresor GB-502 A/B. 2. Continuar con el mantenimiento periódico a la malla Demister en el FA-502. 3. Realizar mantenimientos preventivos, en paro de planta, a válvulas checks en el circuito de reacción. 	A (B)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023. Producto: Hidrógeno.

Desviación:	Flujo Inverso	LOI:	LOS:	LSI:	LSS:		
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
					9. Programa de mantenimiento de mallas en el FA-502.		
					10. Programa de mantenimiento de válvulas.		





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Flujo bifásico, composición diferente.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
Alarma en el FA-502.	1. Daños en el compresor GB-502 A/B. 2. Fuga masiva, explosión e incendio.	4 (1)	3 (3)	8 (3)	1. Alarma por alto nivel en el FA-502. 2. Alarma y disparo del compresor GB-502 A/B por alto nivel en el FA-502. 3. Arranque automático de la bomba de relevo GA-502 R. 4. Disparo manual en campo del compresor GB-502 A/B. 5. Sistema de protección contra incendio. 6. Patrullaje operacional a LG-533.	1. Cambiar panel de alarmas y disparos de los compresores GB-502 A/B con señal en SCD con by-pass para prueba de protecciones. 2. Revisión del sistema de arranque automático con señalización en SCD. 3. Disparo desde SCD del compresor GB-502 A/B.	A (C)
Fuga del cambiador EA-502 D	1. Arrastre de líquidos hacia los compresores. 2. Fuga masiva, explosión e incendio.	3 (2)	3 (3)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento al sistema de enfriamiento en torres. 2. Calidad del agua de enfriamiento.	1. Continuar mejorando la calidad del agua de enfriamiento. 2. Monitorear el contenido de HCl en el hidrógeno de recirculación.	B (B)



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023 Producto: Hidrógeno.

Desviación:	Flujo bifásico, composición diferente.	LOI:	LOS:	LSI:	LSS:		
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
	3. Incendio en la torre de enfriamiento, por contaminación con hidrógeno.				3. Programa de mantenimiento a cambiadores.		

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Área/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023.

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Menos flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
Demanda excesiva de hidrógeno de la planta HDR y HDD en Hidros II.	1. Depresionamiento del circuito de reacción en la planta de Reformación. 2. Daño al compresor GB-502 A/B.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Indicación de flujo en la planta de Isomerización.	1. Colocar una alarma por alto flujo en el límite de batería de la planta HDD en Hidros II y HDR con señal en el SCD de HDS-I.	B (B)
Distorsión de flujo hacia el reactor LL-501.	1. Contaminación del medio ambiente. 2. Como en no flujo al GB-502 A/B.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Manual de arranque. 2. Programa de colocación de juntas ciegas.	1. Verificar que durante el proceso de arranque de la planta sean retiradas las juntas ciegas instaladas.	C (C)
Bajo rendimiento de hidrógeno en la sección de reacción de la planta de reformación.	1. Depresionamiento en el FA-502. 2. Ídem a la anterior.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Sistema anti-surge. 2. Manual de operación de la planta U500.	1. Implementación de alarma por baja presión en el FA-502. 2. Cumplir con el programa de aseguramiento de calidad de la carga a las unidades U400 y U500. 3. Implementar un programa de auditoría interna continua en el sector 3, para garantizar el cumplimiento de los procedimientos operacionales de envío y recepción de gasolina primaria a la U500.	B (B)



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023. Producto: Hidrógeno.

Desviación: Menos flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
Válvula de purga abierta, escape por conexiones	1. Contaminación ambiental. 2. Incendio.	3 (2)	3 (3)	7 (6)	1. Taponos en válvulas de purga. 2. Patrullaje operacional. 3. Sistema y procedimiento de protección contra incendio. 4. Simulacros operacionales por fugas de hidrógeno e hidrocarburos.	1. Dar seguimiento a los simulacros operacionales. 2. Implementar equipo de contra incendio para uso del personal operativo.	B (B)
Abre la válvula de purga PV-505A a destiempo causando la despresurización del sistema de compresión.	1. Se despresuriza el sistema. 2. Daño en el compresor GB-502 A/B. 3. Fuga e incendio.	4 (1)	2 (2)	7 (2)	1. Programa de mantenimiento preventivo. 2. Válvula manual de bloqueo. 3. Disparo por alta temperatura. 4. Aspersores en el área. 5. Procedimiento de paro de planta. 6. Disparo manual del compresor GB-502A/B.	1. Añadir un secador de aire en el sistema de aire de instrumentos. 2. Llevar el disparo manual del compresor al SCD. 3. Sistema contra incendios de la planta.	B (C)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023

Producto: Hidrógeno

Desviación: Menos flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Interrupción de un flujo de hidrógeno a la entrada de la válvula FV-1102	1. Ídem a causa 8.	4 (1)	2 (2)	7 (2)	1. Ídem a la causa 8.	1. Ídem a la causa 8.	B (C)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023.

Producto: Hidrógeno.

Desviación: No flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Cualquier válvula de la línea de succión hacia el compresor cerrada.	1. Represionamiento de los tanques FA-502, FA-510, FA-511 y la línea 12"-P-7519-B9A. 2. Ruptura del FA-502 y FA-510. 3. Incendio. 4. Daño al compresor GB-502 A/B. 5. Fuga de hidrógeno por los sellos del compresor. 6. Paro de las plantas HDD en Hidros II y HDR. 7. Presionamiento en la descarga del GB-501, baja la presión diferencial de aceite de sellos ocasionando disparo del compresor, fallando el suministro de hidrógeno al circuito de reacción del RR-I; provocando formación de carbón en los tubos del BA-501, ruptura e incendio.	5 (2)	3 (2)	9 (4)	1. Válvulas PSV-501 y PSV-502. 2. Programa de calibración de líneas. 3. Sistema contra incendio y aspersores en el área de compresores. 4. Procedimientos operacionales y procedimientos de mantenimiento. 5. Programa de calibración y prueba de PSV's. 6. Control químico (muestreo para análisis de laboratorio). 7. Patrullaje operacional. 8. Programa de capacitación y adiestramiento.	1. Revisar que el programa de calibración y prueba de PSV's cumpla con la normatividad interna y estándares internacionales, así como verificar su adecuado cumplimiento. 2. Implementar las pruebas ultrasónicas en líneas de circuitos críticos. 3. Automatizar el sistema de protección contra incendio de la planta. 4. Dar cumplimiento al procedimiento de arranque de la planta para verificar que todas las válvulas estén en la posición requerida durante esta etapa. 5. Instalar un diferencial de presión en el FA-510, con señal al SCD y en campo	A (B)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023.

Producto: Hidrógeno.

Desviación: No flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
					9. Indicador de flujo FI-530 y FI-532 en SCD y en campo(descarga del GB-502 A/B).	6. Instalar sistema contra incendio en el FA-501, FA-502 y FA-510.	
					10. Indicación en campo de presión en la succión y en la descarga del GB-502.	7. Involucrar al personal de más experiencia en los programas de capacitación.	
					11. PIC-508 configurado con alarmas.	8. Evaluación de desempeño del personal que ha recibido capacitación.	
1. Caída de presión total en pichancha de alúmina en FA-510	1. Ruptura de la pichancha del FA-510.	1 (1)	3 (3)	3 (3)	1. Manómetros de campo en FA-510.	1. Instalar un diferencial de presión con alarma para detectar oportunamente y tomar acciones.	C (C)
	2. Envío de alúmina a la succión del compresor.				2. Aspersores en el área de compresores.		
	3. Daños mayores al compresor.						
	4. Fuga significativa de hidrógeno e incendio.						
	5. Represionamiento del FA-502.						



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Área/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/08/2000

Nodo: Del Tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502 A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023. Producto: Hidrógeno

Desviación: No flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
<p>Mal alineación de la tubería en la succión del compresor GB-502 A/B y desviación del hidrógeno por la línea de tubería P-7591-B9A hacia el compresor EE-501 y salida al compresor GB-501 por la tubería P-7595-6D1A.</p>	<p>1. Fuga de hidrógeno al ambiente.</p>	3 (2)	2 (2)	6 (4)	<p>1. Diagrama de flechas de arranque de planta.</p> <p>2. Control de colocación y retiro de juntas ciegas.</p> <p>3. Programas de capacitación y adiestramiento.</p> <p>4. Procedimientos operacionales.</p>	<p>1. Actualización de diagramas de tubería e instrumentación y diagramas de flechas de arranque.</p> <p>2. Aplicar al 100% el programa de comunicación de riesgos, mediante la técnica APP y HAD.</p>	B (B)



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 29/00/2000

Nodo: Del tanque FA-502 a la primera etapa del compresor GB-502A/B.

Diagramas: U500-317I-022 y U500-317I-023. Producto: Hidrógeno

Desviación: Más flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alta presión en el FA-502 por falla del EA-502.	1. Represionamiento del sistema de compresión.	4	3	8	1. Válvulas de seguridad PSV-501 y PSV-502 en FA-501.	1. Colocar indicador de presión entre disco de ruptura y PSV-502 en el FA-501.	A (B)
	2. Daños a los recipientes FA-501, FA-502 y FA-505.	(3)	(2)	(6)	2. PV-508 en la descarga del segundo paso.	2. Verificar los valores de alarma por alta presión en el PIC-508.	
					3. PSV-505 y PSV-506 en la descarga del primer paso, PSV-507 y PSV-508 en la del segundo paso.	3. Señal y alarma por baja y alta presión en el PI-505 del FA-501.	
					4. PI-505 en el FA-502.	4. Actualización de los procedimientos de operación y establecer los límites de control de las variables (presión, temperatura, flujo y nivel).	
					5. PIC-508 en el FA-505.		
					6. Programa de calibración de líneas y equipos.	5. Cumplir con programa de mantenimiento a válvulas de seguridad y de los instrumentos en este circuito.	
					7. Programa de calibración de válvulas de seguridad.		





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Arca/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Descarga del compresor GB-502 A/B primer paso al FA-505.

Diagramas: U500-317I-023.

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Menos flujo

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Baja eficiencia del compresor.	1. Represionamiento hacia atrás del compresor, fugas e incendio. 2. Suministro insuficiente a las plantas consumidoras de hidrógeno. 3. Baja presión de succión en el segundo paso, vibración y daño al compresor. 4. Baja presión en el FA-505.	3 (1)	3 (1)	7 (1)	1. Mantenimiento predictivo. 2. Patrullaje de rutinas operacionales. 3. PV-505B como antisurge. 4. Válvulas de seguridad PSV-501 y PSV-502. 5. Alarma por baja presión en el PIC-505 Y PIC-508. 6. Alarma por bajo flujo en FAL-530 Y FAL-532. 7. Disparo por alta vibración del compresor.	1. Implantar el programa e rutinas operacionales (llevar registro). 2. Instalar arreglo para manómetro entre PSV y disco de ruptura.	B (C)
2. Baja presión en la succión del compresor	1. Daño al compresor GB-502 A/B.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de prueba y calibración de PSV's. 2. Programa de calibración de válvulas de control. 3. Indicadores de presión en el FA-510.	1. Verificar durante el proceso de arranque la alineación de las válvulas de succión del compresor.	B (B)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Área/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Descarga del compresor GB-502 A/B primer paso al FA-505.

Diagramas: U500-317I-023.

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Menos flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula a desfogue mal funcionando	1. Contaminación del medio ambiente. 2. Como en causa 2 de menos flujo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Como en causa 15 de menos flujo.	1. Como en la causa 15 de menos flujo. 2. Difusión de la filosofía de las protecciones (interlocks).	B (B)
2. Línea 1 ^a -P-7597-1D1A de aluminio alineada.	1. Como en menos flujo al FA-505. 2. Contaminación con hidrógeno de los contenedores de nitrógeno. 3. Represionamiento y ruptura de los contenedores de nitrógeno. 4. Suministro de nitrógeno contaminado con hidrógeno, explosión e incendio de la torre regeneradora de catalizador (CCR).	5 (1)	3 (1)	9 (1)	1. Juntas ciegas y válvulas de retención en el manifold. 2. Indicadores de hidrógeno e hidrocarburos en el FA-513. 3. Indicadores de temperatura con alarma y PSV's en la torre regeneradora de catalizador.	1. Implementar un procedimiento de control de juntas ciegas. 2. Incluir en el procedimiento de arranque la instalación de la junta ciega en la línea de nitrógeno. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo en los indicadores de hidrógeno e hidrocarburos del CCR. 4. Revisión de los cálculos de diseño de PSV's en la torre regeneradora, asegurando que estén en función del peor escenario.	A (C)
3. PSV-505 y PSV-506 mal funcionando	1. Contaminación del medio ambiente. 2. Como en menos flujo hacia el FA-505.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de calibración y prueba de PSV's. 2. Como en menos flujo.	1. Enviar la indicación de temperatura al SCD en las líneas de llegada a los separadores de líquido de los desfogues (FA-104 y FA-105).	B (B)



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Descarga del compresor GB-502 A/B primer paso al FA-505.

Diagramas: U500-317I-023. Producto: Hidrógeno.

Desviación: No flujo.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla del compresor GB-502 A/B	1. Falla el suministro de hidrógeno a U400, U700, U800, CCR, HDR, Hidros II y Alquilación. 2. Represionamiento hacia atrás del compresor GB-502 A/B. 3. Ruptura de líneas y equipos desde el GB-502 hasta el GB-501. 4. Fuga, explosión e incendio.	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. Programas de mantenimiento. 2. Alarmas e indicadores en el GB-502 A/B. 3. Alarmas e indicadores en sistema de lubricación del GB-502 A/B. 4. Cambio periódico de aceites en sistema de lubricación en cada paro institucional. 5. Limpieza de filtros del sistema de lubricación en cada paro institucional.	1. Mejorar la capacitación y adiestramiento del personal operativo. 2. Continuar con los mantenimientos preventivos. 3. Implementar programa de lavado químico al enfriador de aire al devanado del motor. 4. Instalar un circuito cerrado de enfriamiento con agua desmineralizada a las camisas de las cámaras de compresión. 5. Modernizar el panel de alarmas y disparos del compresor.	B (B)
2. Que la válvula tipo macho de la descarga del compresor esté cerrada	1. Represionamiento y ruptura de líneas. 2. Daños al compresor. 3. Fuga, explosión e incendio.	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. Programa de capacitación con respecto a los procedimientos operacionales y de mantenimiento. 2. Procedimientos de mantenimiento a válvulas macho.	1. Incluir la revisión y prueba de las válvulas macho en presencia del operador en los procedimientos de operación y de mantenimiento. 2. Revisar internos de válvulas antes de su instalación.	B (B)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Descarga del Compresor GB-502 A/B primer paso al FA-505

Diagramas: U500-317I-023

Producto: Hidrógeno.

Desviación:	No flujo.	LOI:		LOS:		LSI:		LSS:	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase		
					3. Procedimiento de entrega y recepción de equipos.	3. Incluir todas las válvulas macho en el programa institucional de reparación.			
					4. Sistemas de protección contra incendios.	4. Durante los procesos de arranque de la planta se deberá verificar que la válvula macho de la descarga del compresor esté abierta.			
					5. PSV-505 y PSV-506 a la descarga del primer paso.				
					6. Programa de calibración y prueba de las PSV's.				
					7. Disco de ruptura antes de las PSV's.				





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Área/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Tanque FA-505.

Diagramas: U500-317I-023

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Alto nivel.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
21. Falta del LIC-513 (señal)	1. Arrastre de líquidos al segundo paso del compresor GB-502 A/B. 2. Explosión e incendio.	4 (3)	3 (3)	8 (7)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Indicación, alarma y disparo del compresor GB-502 A/B por alto nivel en el FA-505. 3. Sistema de aspersores en el área de compresores. 4. Cristal de nivel en campo LG-535.	1. Modernizar el sistema de protecciones del compresor, integrando las señales del tablero local al SCD (presión, temperatura, niveles y vibración).	B (B)
22. Falta de la LV-513 en posición de cerrado. Por falla del instrumento, por falla humana o por falla de conexiones.	1. Ídem a la causa 21 de alto nivel.	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. Ídem a la causa 21 de alto nivel.	1. Ídem a la causa 21 de alto nivel.	B (B)
23. Válvulas manuales operadas en la descarga del nodo del FA-505 a la DA-505.	1. Ídem a la causa 21 de alto nivel.	5 (2)	3 (2)	9 (4)	1. Ídem a la causa 21 de alto nivel. 2. Diagrama de flechas de arranque. 3. Programa de mantenimiento.	1. Reforzar el programa de capacitación al personal de operación.	A (B)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. **Area/Proceso:** Circuito de Compresión U500. **Fecha:** 05/09/2000

Nodo: Tanque FA-505.

Diagramas: U500-317I-023. **Producto:** Hidrógeno.

Desviación: Alto nivel. **LOI:** **LOS:** **LSI:** **LSS:**

Causas **Consecuencias** **F** **G** **R** **Protecciones** **Recomendaciones** **Clase**

					4. Mantenimiento mecánico a válvulas de bloqueo.		
2. Flujo inverso de la DA-011 en FA-505.	1. Ídem a la causa 21 de alto nivel.	5 (2)	3 (2)	9 (4)	1. Procedimientos de operación.	Incluir en el programa institucional de reparación, la revisión y prueba hidrostática de la válvula check.	A (B)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Tanque FA-505.

Diagramas: U500-3171-023.

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Alta presión.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
25. Cualquier válvula de producto cerrada en la sección del segundo paso.	1. Represionamiento del recipiente FA-505, ruptura fuga e incendio. 2. Paro de las plantas; Hidros II, Reformadora y Alquilación.	3 (1)	3 (1)	7 (1)	1. Programa de capacitación y adiestramiento a personal de operación. 2. Sistema contra incendio. 3. Programas de mantenimiento predictivo y preventivo al FA-505. 4. Manuales de operación.	1. Colocar sistema de aspersores al recipiente FA-505. 2. Verificar la capacidad de desfogue de la PSV-510 en el peor de los escenarios. 3. Cumplir con los procedimientos de arranque de la planta.	B (C)
26. Falla el condensador FA-505.	1. Arrastre de líquidos (hidrocarburos C2-C4) a la cámara de compresión. 2. Desprendimiento de las secciones de la malla Demuster. 3. Alta temperatura que causa el desprendimiento de las cascarillas y ensuciamiento del producto en el FA-505. 4. Ruptura, explosión e incendio en el FA-505.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Control de la calidad del agua de enfriamiento. 2. Programa de mantenimiento preventivo al sistema de agua de enfriamiento. 3. Patrullaje operacional en el sistema de agua de enfriamiento. 4. Programa de retrolavado del condensador EA-508.	1. Disminuir la cantidad de sólidos en el agua recuperada y de enfriamiento. 2. Marcar ruta de patrullaje operacional en el sistema de agua de enfriamiento. 3. Establecer y difundir el programa formal de retrolavado en condensadores y cambiadores de calor. 4. Instalar una trampa de sólidos en el cabezal de alimentación de agua de enfriamiento.	A (B)





Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo, Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Tanque FA-505.

Diagramas: U500-317I-023

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Alta presión. LOI: LOS: LSI: LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
	6. Daños internos del compresor por dilatación.				5. Indicadores de temperatura y de presión en campo y en SCD (TI-518 y PIC-508). 6. PSV-509. 7. PV-505B hacia el EA-502. 8. Programa de calibración a inspección de recipientes.	5. Instalar un sistema de aspersores en el FA-505. 6. Instalar disco de ruptura antes de la PSV-509.	
1. Fallan las válvulas de compresión del segundo paso del compresor GB-502 A B	1. Ídem a la causa 1.	3 (1)	3 (1)	7 (1)	Ídem a la causa 1.	1. Ídem a la causa 1.	B (C)
2. La malla Demister del FA-505 bloqueada por mantenimiento	1. Ídem a la causa 1.	3 (1)	3 (1)	7 (1)	1. Sistema contra incendio. 2. Programas de mantenimiento predictivo y preventivo al FA-505.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo de la malla Demister del FA-505.	B (C)
3. Por incendio en las instalaciones del FA-505.	1. Ruptura, explosión e incendio del FA-505.	4 (1)	3 (3)	8 (3)	1. Sistema contra incendio. 2. PSV-510. 3. Patrullaje operacional.	1. Cumplir con el programa de mantenimiento y calibración de PSV's.	A (C)



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo Tula, Hgo. Area/Proceso: Circuito de Compresión U500. Fecha: 05/09/2000

Nodo: Tanque FA-505.

Diagramas: U500-317I-023.

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Alta presión.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3. Obstrucción de la línea de succión al segundo paso del compresor GB-502 A/B por desprendimiento de los componentes de la malla Demister.	<p>1. Represionamiento del FA-505.</p> <p>2. El segundo paso del compresor se queda sin succión, provocando daños al compresor.</p> <p>3. Paro de plantas consumidoras de hidrógeno, U400, U-700, U800, Reformadora, Hidros II y Alcuilación.</p>	3 (3)	2 (2)	6 (6)	<p>4. Reglamiento para contratistas.</p> <p>1. Mantenimiento preventivo en cada paro institucional de la malla Demister.</p> <p>2. Protecciones del equipo por alta presión y temperatura.</p> <p>3. Indicadores de presión en succión y descarga del primer paso en campo.</p> <p>4. PIC-508 en la descarga del primer paso.</p>	<p>2. Colocar detectores de hidrocarburos o explosividad en áreas de equipos rotatorios que manejen hidrocarburos.</p> <p>1. Durante las reparaciones de esta planta se debe asegurar que el material de diseño de la malla sea instalado y que este quede perfectamente bien sujetado.</p>	B (B)





4.8 EVALUACION CUANTITATIVA DE RIESGOS CON LA TÉCNICA DEL ÁRBOL DE FALLAS.

Como se menciono anteriormente, en el análisis del Árbol de Fallas, se supone un evento culminante que provoque pérdidas en el proceso. Mediante la revisión de los registros de accidentes de la planta y con apoyo del análisis HazOp se encontró un evento culminante que es importante para el proceso, el cuál es: “Paro del compresor GB-502 A/B”

Debido a la importancia del compresor para la reacción de reformación y para el manejo del hidrógeno producido en dicha reacción, es necesario realizar un estudio cuantitativo para encontrar las posibles causas que ocasiona que pare o falle. En este caso, se estudia el paro de emergencia del compresor, es decir, que no esté programado.

La realización de este evento causa:

- o Paro en la unidad U400.
- o Paro en la unidad U500.
- o Paro en la unidad U700.
- o Paro en la unidad U800.
- o Paro en la unidad HDR.

Aplicando la metodología del Análisis de Árbol de Fallas, se puede cuantificar la probabilidad de que exista una pérdida (evento culminante), para poder decidir si se acepta el riesgo o en caso contrario aplicar protecciones para disminuir la probabilidad de que ocurra este evento culminante.

De acuerdo a la matriz de riesgos se tiene un índice de riesgo del evento culminante (con y sin protecciones) y para el cálculo de la probabilidad de falla, se tiene la siguiente ecuación:

$$P = 1 - e^{(-\lambda \cdot t)}$$



En donde “P” es la probabilidad, λ es la frecuencia y “t” es el tiempo. El tiempo se toma como un año, y la frecuencia, obtenida de la Tabla 3.3 a partir de la análisis HazOp, se normaliza a un año.

La falla del compresor GB-502 A/B puede darse por falla del sistema de lubricación del propio compresor, por altos niveles en los tanques FA-511 y FA-505 y, principalmente por fallas mecánicas. Esta última es considerada la falla más crítica debido a que el paro del compresor ocurre inmediatamente. Si ocurre la falla del compresor, y no se encuentra disponible inmediatamente el compresor de relevo, el potencial de pérdidas de producción podría cuantificarse de la siguiente manera:

- Costos por paro en la producción en la unidad afectada.
- Costos por posibles paros en unidades dependientes de la unidad afectada.
- Costos por refaccionamiento del equipo.
- Costos por reparación del equipo.

Un costo aproximado por un paro en la Unidad 500 sería de alrededor de US\$ 2,968,000 por un paro de 24 horas, únicamente considerando el capital que se dejaría de percibir, sin incluir posibles daños en equipos y posibles pérdidas humanas, las cuales no tendrían precio. El costo arriba mencionado solo es ilustrativo, ya que como se menciona, se necesitan incluir todos los daños posibles que causaría en la planta y, probablemente en otras con las que mantiene interconexión.

Siguiendo la metodología para la construcción del Árbol de Fallas se construye el Árbol de Fallas para el evento “PARO DEL COMPRESOR GB-502 A/B” sin protecciones (Diagrama 4.5), obteniendo una probabilidad de 0.181. Al aplicar las medidas de protección en el árbol de fallas, se obtiene una probabilidad de 0.0951 (Diagrama 4.6).

La probabilidad obtenida para el evento culminante, se compara con una tabla de potencial de pérdida (Tabla 4.6). Si la probabilidad calculada del evento culminante es mayor al del potencial de pérdida, no se acepta el riesgo, razón por la cual es necesario reducir e



riesgo, implementando medidas correctivas. Si la probabilidad del evento culminante es menor o igual que el potencial de pérdida, se puede aceptar el riesgo, controlando el evento con las protecciones mencionadas anteriormente.

Tabla 4.1. Probabilidad del evento sin protecciones.

ESCENARIO	P1	P0	P1>P0
Paro del compresor GB-502 A/B.	1.0×10^{-5}	1.0×10^{-5}	No se acepta el riesgo.

Tabla 4.2. Probabilidad del evento con protecciones.

ESCENARIO	P1	P0	P1>P0
Paro del compresor GB-502 A/B.	1.0×10^{-7}	1.0×10^{-5}	Se acepta el riesgo con reservas.

Tabla 4.3 Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.⁽¹⁶⁾

PROBABILIDAD (P1)	FRECUENCIA PROBABLE (F)
1	Inminente (puede ocurrir en cualquier momento)
10^{-1}	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año)
10^{-3}	Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año)
10^{-5}	Poco probable (no se ha presentado en 5 años)
10^{-7}	Improbable (no se ha presentado en 10 años)
10^{-9}	No se ve probabilidad de que ocurra

POTENCIAL DE PÉRDIDA (P0)	PÉRDIDA PROBABLE TOTAL (en dólares)
1	1 a 100
10^{-1}	100 a 1,000
10^{-2}	1,000 a 10,000
10^{-3}	10,000 a 100,000
10^{-4}	100,000 a 1,000,000
10^{-5}	1,000,000 a 10,000,000
10^{-6}	10,000,000 a 100,000,000
10^{-7}	100,000,000 a 1,000,000,000
10^{-8}	Mayor de 1,000,000,000

Falla del compresor (C-500) 0.101

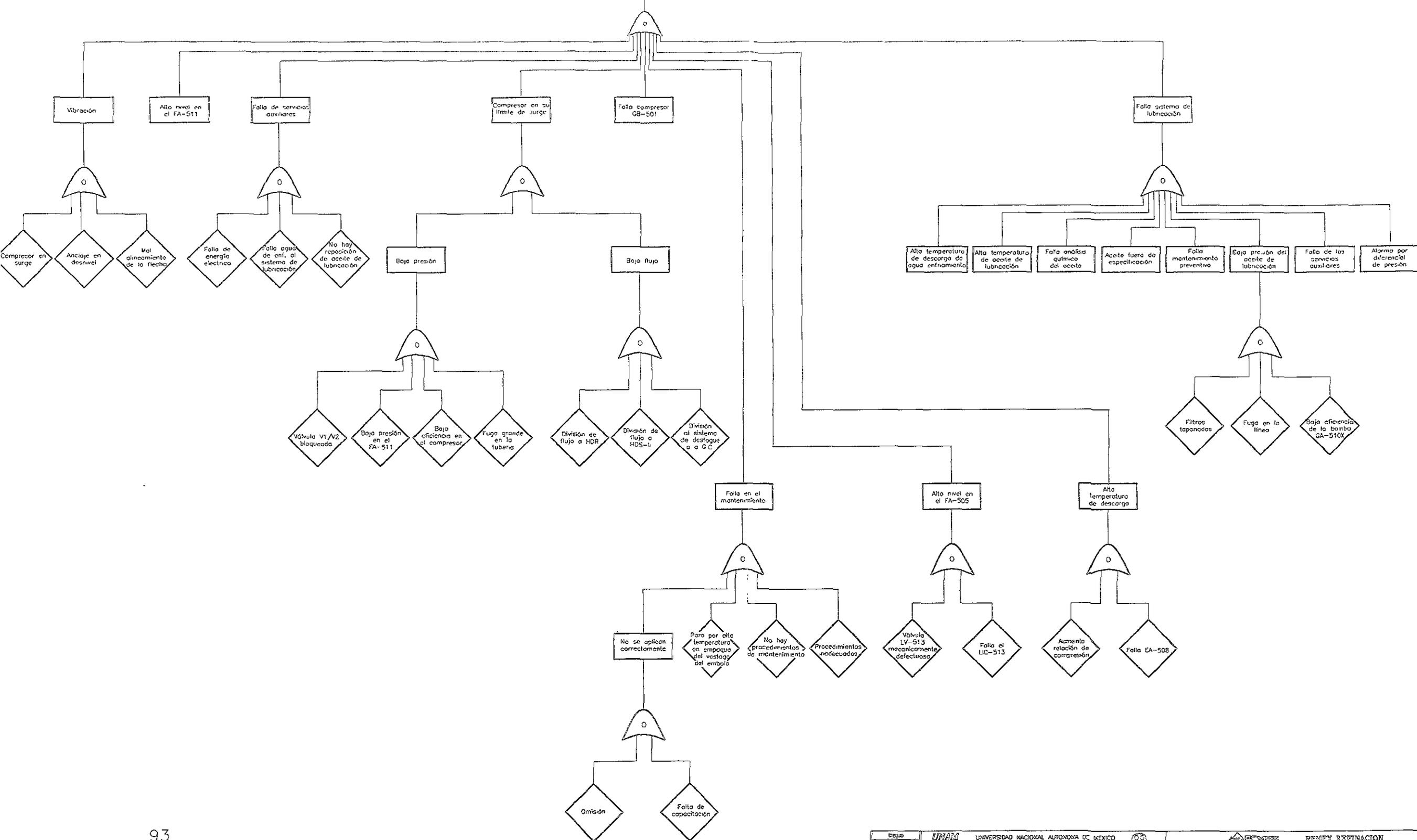
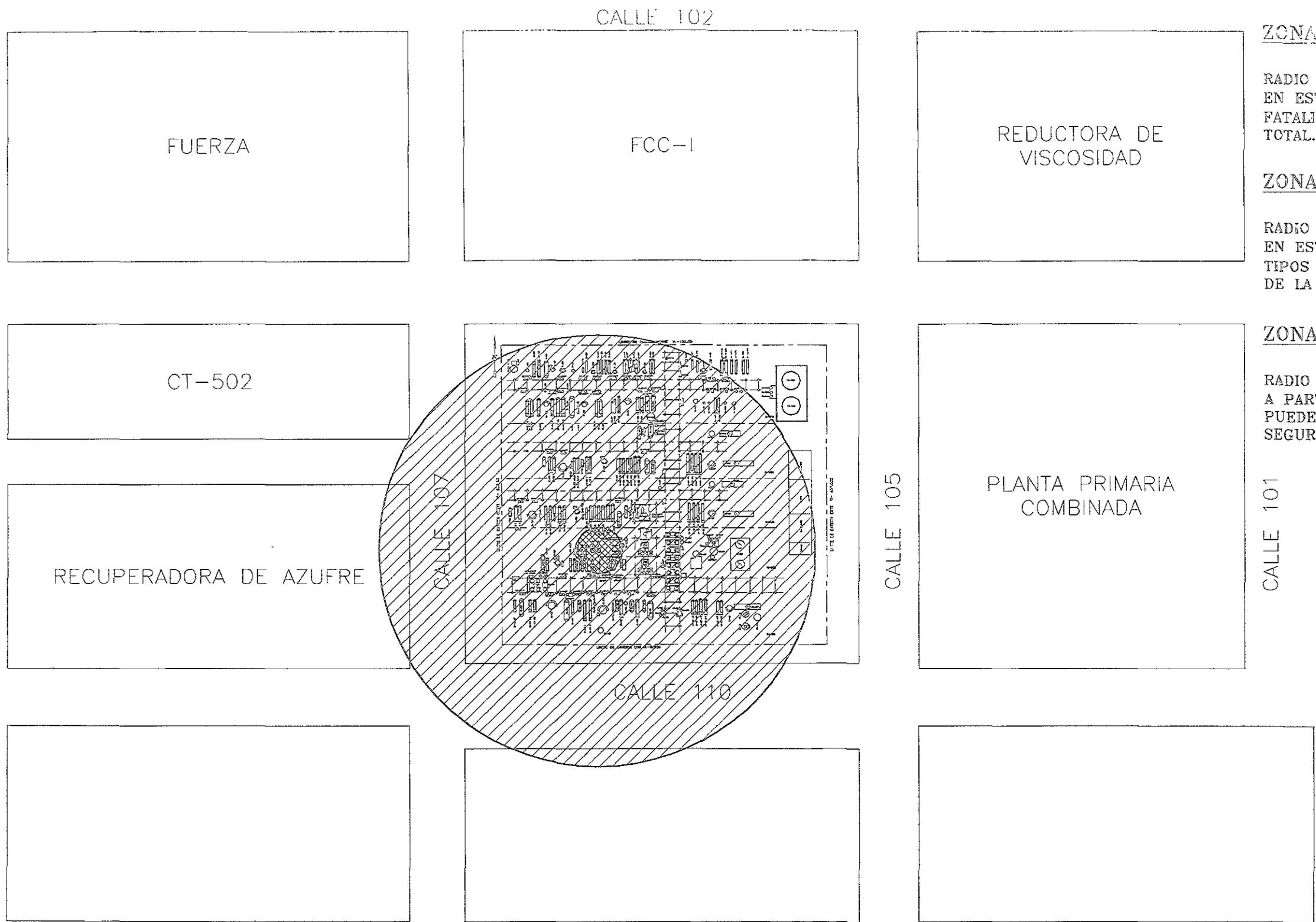


DIAGRAMA DE RADIO DE AFECTACION POR EXPLOSION DEL TANQUE FA-511



ZONA 1

RADIO = 22ft (6.7 m)
 EN ESTA ZONA EXISTE UN 99% DE FATALIDAD Y PROBABLE DESTRUCCIÓN TOTAL.

ZONA 2

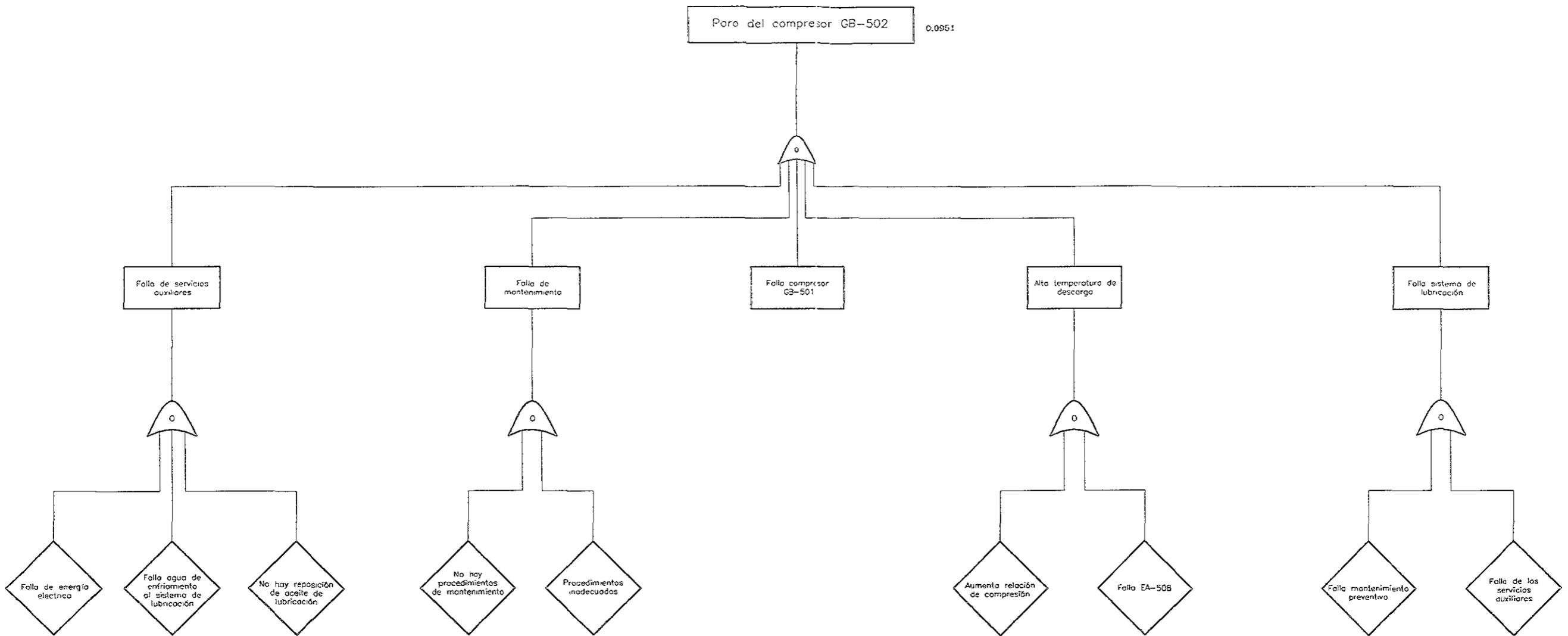
RADIO = 22ft A 305ft (6.7m-92.96m)
 EN ESTA ZONA EXISTEN DISTINTOS TIPOS DE DAÑOS A LAS INSTALACIONES DE LA REFINERIA.

ZONA 3

RADIO = MAYOR A 305ft (92.96m)
 A PARTIR DE ESTA DISTANCIA SE PUEDE CONSIDERAR COMO ZONA DE SEGURIDAD

Paro del compresor GB-502

0.0951





4.9 EVALUACIÓN DE EFECTOS DE INCENDIO Y RUPTURA DEL TANQUE FA-511.

Para realizar la evaluación de los efectos por incendio y ruptura de algún recipiente por sobrepresión que tendrían dentro de la planta, se supone la ocurrencia del evento: “RUPTURA DEL TANQUE DE SUCCIÓN DEL PRIMER PASO (FA-511) DEL COMPRESOR GB-502 A/B”. Como se ve, esto es solo un ejercicio ilustrativo.

Los modelos seleccionados para el análisis de consecuencias fueron:

- Estimación del tiempo de descarga.
- Análisis del efecto “Dardo de fuego”.
- Efectos de la explosión del tanque sobrepresurizado.

Para llevar a cabo este estudio es necesario conocer las características climáticas que rodean al equipo; estos datos se localizan en el apéndice A, y en el apéndice B, se encuentran todos los datos requeridos para la realización del análisis de consecuencias. En los diagramas 4.7 y 4.8 se muestra los radios de afectación por la explosión del tanque FA-511 y por el efecto “Dardo de fuego”, respectivamente. Estos cálculos fueron realizados con la ayuda del software “Automated Resource for Chemical Hazard Incident Evaluation” (ARCHIE), Versión 1.00.

Del análisis de consecuencias para el evento “RUPTURA DEL TANQUE DE SUCCIÓN DEL PRIMER PASO (FA-511) DEL COMPRESOR GB-502 A/B”, se obtuvieron los siguientes datos, tomando en cuenta que el tanque FA-511 esta completamente lleno, es decir, contiene 27.1 libras.

Tabla 4.4 Análisis del efecto “Dardo de fuego”.

Distancia alcanzada por la flama	58ft (17.7m).
Distancia de seguridad para el “Dardo de fuego”	116ft (35.4m)
Dirección del “Dardo de fuego”	12.25 m/s



Tabla 4.5 Distancias y efectos por explosión del Tanque FA-511 presurizado.

Distancia (ft)	Distancia (m)	Efectos de la explosión.
2076	632.76	Rompimiento de ventanas bajo tensión.
305	92.96	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas.
112-199	34.14-60.66	Ventanas usualmente fragmentadas, algunos otros daños.
112	34.14	Casas parcialmente demolidas, inhabitables.
27-112	8.23-34.14	Daños causados por fragmentos de vidrio en el aire.
76	23.16	Derrumbe parcial de los muros de casas.
60-76	18.29-23.16	Concreto de las calles cuarteados.
22-72	6.7-21.95	Ruptura de la membrana auditiva del 90% a 1% en la gente.
69	21.03	50% de destrucción de casas.
47-60	14.33-18.29	Daños a placas de acero y edificios.
39	11.89	Daños a cimientos de construcciones cercanas.
30-39	9.14-11.89	Completa destrucción de casas que se encuentran cerca.
22	6.7	Probable destrucción total de construcciones.
17-22	5.18-6.7	La población cercana se afecta en un intervalo del 99% al 1% con daños fatales.

CAPITULO V
CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES



5.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HazOp).

Podemos concluir que por medio de las sesiones HazOp se visualizaron 30 escenarios con riesgos potenciales en el Circuito de Compresión de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas I. Al evaluar el nivel de riesgo, se encontraron 19 escenarios de tipo B, 11 de tipo C y ninguno de tipo A. Para reducir o controlar el nivel de riesgo actual, se sugiere llevar a cabo las recomendaciones que se muestran en la Tabla 5.1. Con estas recomendaciones, el nivel de riesgo se reduce significativamente en los escenarios de tipo B y, prácticamente desaparece en los escenarios de tipo C. Como se ve, los escenarios de tipo A se eliminaron con las protecciones existentes en la planta y con las recomendaciones hechas surgidas a partir del análisis HazOp.

Es importante recordar que en los escenarios tipo A, es necesario implementar inmediatamente las recomendaciones sugeridas por el equipo HazOp, para evitar o mitigar las consecuencias de algún posible evento. En el escenario tipo B, es necesario llevar a cabo un análisis de costo/beneficio para implementar las recomendaciones y así reforzar la seguridad en la planta. El escenario tipo C, no es necesario llevar a cabo la implementación de las recomendaciones ya que la planta puede operar con la misma seguridad que si se implementara.

En algunos de los escenarios se observó que las acciones recomendadas involucran control y automatización del proceso para mejora de la operabilidad. Por lo tanto, a estas recomendaciones se les debe dar seguimiento para que no se provoque una centralización de información y se deberán actualizar los conocimientos requeridos por los operadores dada la tecnología tan sofisticada. Para controlar los riesgos, una de las recomendaciones principales sería seguir con la difusión y el cumplimiento de los procedimientos y programas específicos para cada especialidad. Una actividad administrativa dentro de la empresa que se recomienda es seguir fomentando una cultura organizacional en aspectos de seguridad.



Tabla 5.1 Lista de recomendaciones surgidas en el análisis HazOp.

ESCENARIO	RECOMENDACIÓN	CLASE
10,17,26,29	Hacer un estudio de suficiencia de detectores de hidrógeno e hidrocarburos, y de explosividad en equipos rotatorios y reactores, con señal y alarma al SCD.	B
2,10,13,23,29	Automatizar el sistema contra incendio en los equipos FA-501, FA-502, FA-505 y FA-511, desde el SCD.	B
10,29	Implementar un sistema de monitoreo por video de las plantas desde el SCD.	B
1,2,8,9,10,14,15,19,20,21,30	Modernizar el sistema de protecciones del compresor GB-502 A/B, integrando las señales de tablero local al SCD (presión, temperatura, niveles y vibración). Incluyendo en la filosofía de operación la opción para prueba de protecciones por alto nivel en el separador FA-502.	B
1,2,14,19	Asegurar que se tenga en existencia cualquier refacción, para realizar correctamente y en tiempo, el mantenimiento preventivo al compresor.	B
1,2,11,20,26,27,28,30	Continuar con el mantenimiento preventivo a la malla Demister, válvulas y equipos.	B
6,10,19,23	Verificar que se cumpla con el programa de capacitación y adiestramiento al personal de operación de la planta Hidros I.	B
6,7,10,12,13,16,17,23,25	Actualizar, difundir y mantener a la mano los procedimientos de operación. Seguir cumpliéndolos al pie de la letra.	B
7,8,10,20,21,25,29	Revisar y mantener en buenas condiciones el sistema contra incendio de la planta Hidros I	B
11,12,14,15,30	Habilitar alarma por bajo flujo en la succión del compresor GB-502 A B	B



Tabla 5.1 Lista de recomendaciones surgidas en el análisis HazOp. (continuación)

ESCENARIO	RECOMENDACIÓN	CLASE
8,12,17,20,25	Actualizar, difundir y tener accesible a todo el personal de la planta de Hidros I, el procedimiento de paro y arranque de compresores.	B
1,10,12,14,15,19,20,25,27	Capacitar y adiestrar permanentemente a los operadores de los compresores.	B
11	Durante el paro institucional, cambiar las guardas del tanque FA-510, de acuerdo al programa, según lo recomienda el licenciador.	B
26	Adicionar el inhibidor de corrosión adecuado a la corriente lado tubos del EA-508.	B
25,29	Verificar periódicamente que la PSV-510 funcione adecuadamente durante la operación normal de la planta.	B
5,12,17	Mantener juntacegada la línea de arranque durante la operación normal de la planta y en caso de usarla, solicitar la autorización correspondiente para quitar la junta ciega.	B



5.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

Por medio del Análisis de Árbol de Fallas aplicado al escenario “Paro del compresor GB-502 A/B”, se obtuvieron los resultados siguientes:

- La probabilidad de que ocurra el incidente en las condiciones actuales es $P=1.8 \times 10^{-1}$ (Ver Diagrama 4.4).
- La probabilidad de que ocurra el incidente con las recomendaciones incluidas es $P_2=9.5 \times 10^{-2}$ (Ver Diagrama 4.5).

De lo anterior se concluye que no se acepta el riesgo de ocurrencia en las condiciones actuales ($P=1.8 \times 10^{-1}$). Para disminuir la probabilidad a $P=9.1 \times 10^{-2}$, donde ya se puede aceptar el riesgo con reservas, se sugiere seguir las siguientes recomendaciones:

- Verificar el cumplimiento correcto del programa de mantenimiento predictivo, preventivo y proactivo al compresor GB-502 A/B.
- Elaborar y supervisar la aplicación de una lista de verificación (checklist) a servicios auxiliares (aire, vapor, corriente eléctrica) tanto al compresor como al sistema de lubricación del mismo.
- Implementar un programa de lavado químico al enfriador de aire al devanado del motor del GB-502 A y B.
- Procurar el refaccionamiento adecuado y a tiempo para poder efectuar el mantenimiento del compresor GB-502 A y B.
- Realizar pruebas ultrasónicas y radiográficas en las uniones soldadas de recipientes en los circuitos de más alto riesgo durante los paros institucionales.
- Instalar un circuito cerrado de enfriamiento con agua desmineralizada a las camisas de las cámaras de compresión
- Modernizar el panel de alarmas y disparos del compresor.
- Mejorar la capacitación y adiestramiento del personal de operación.



5.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

En este análisis se obtuvieron resultados para dos posibles escenarios:

- Efecto “Dardo de fuego”.
- Efecto por explosión del Tanque FA-511.

Antes de dar a conocer las conclusiones, es importante aclarar que estos escenarios son supuestos y que no han ocurrido en la vida de la planta. Sin embargo, se realizó el análisis de consecuencias en estos escenarios por el posible daño potencial que causaría en caso de que se presentaran, y preparar las posibles salvaguardas o protecciones. Es necesario mencionar que este efecto se puede dar en cualquier dirección dependiendo de donde se localice la perforación en el tanque, además de las condiciones climáticas como lo son los vientos predominantes.

Cabe señalar que la probabilidad de ocurrencia de estos eventos es prácticamente nula, toda vez que en la Refinería “Miguel Hidalgo” se cuenta con programas de mantenimiento preventivo, correctivo y predictivo, así como programas de inspección de líneas y equipos.

En estas conclusiones no se da la dirección en la cuál tiene afectación el evento, y solo se da un radio de afectación tomando como centro el tanque FA-511. Los efectos que produce la explosión del tanque FA-511 son el daño en las estructuras de los siguientes equipos:

- EA-502 A/D.
- EA-504 A/B.
- GA-502/R.
- EA-508.
- FA-501, FA-502 y FA-510.
- Afectación en el cuarto de compresores de la planta



Del análisis de explosión del tanque se obtiene un radio donde es posible la total destrucción a 22ft (6.7m), daños significativos hasta daños menores en las instalaciones de 22ft (6.7m) a 305ft (92.096m) y con una probabilidad baja de sufrir daños a partir de 305ft (92.96m).

Los radios obtenidos a partir del análisis indican la posible afectación de toda la planta Hidrodesulfuradora de Naftas, así como pequeñas afectaciones en la Planta Recuperadora de Azufre. Aunque esto último no es totalmente cierto, ya que el análisis contempla la peor de las situaciones al considerar que la explosión ocurre “a campo abierto” y no es amortiguada por nada, sirve como una buena aproximación.

El principal efecto ocasionado por el “dardo de fuego” es el calor y la radiación producida, los cuales podrían afectar a equipos y producir daños al personal en las unidades U400, U500, U700 y U800.

Para minimizar la probabilidad de ocurrencia de ambos efectos, se recomienda continuar realizando el mantenimiento preventivo en cada para institucional de la planta, así como cumplir con el programa anual que en la Refinería “Miguel Hidalgo” se tiene para la medición de espesores tanto en líneas como en equipos. Además, también se pueden elaborar planes de emergencia, posibles rutas de evacuación, manuales de procedimiento para el control de posibles emergencias en la planta y la programación y aplicación de simulacros en donde participe todo el personal de la planta.

APÉNDICES



APÉNDICE A.

DATOS AMBIENTALES EN LA REFINERÍA.	
Velocidad del viento.	13.8km/hr
Presión atmosférica	0.795kg/cm ²
Atmósfera.	Ligeramente corrosiva
Altura sobre nivel del mar.	2116m (6900ft)

APÉNDICE B.

DATOS DEL TANQUE FA-511.	
Temperatura diseño.	100° F
Presión diseño.	11kg/cm ²
Diámetro del tanque.	4.9ft
Altura del tanque	9ft

DATOS FISICOQUÍMICOS DEL HIDRÓGENO	
Densidad (g/L)	0.08987
Punto de fusión (K)	14.02
Punto de ebullición (K)	20.26
Calor de vaporización (kJ/mol)	0.44936
Calor de fusión (kJ/mol)	0.05658
Cp (J/g K)	14.304
Color	Incoloro
Calor de atomización (kJ/mol)	218
Temperatura de auto ignición (° C)	500
Límite de inflamabilidad bajo (%)	4
Límite de inflamabilidad alto (%)	75



APÉNDICE B (continuación)

COMPOSICIÓN PROMEDIO EN EL TANQUE FA-511 (% MOL)	
Hidrógeno	88.00
Metano	2.67
Etano	3.59
Propano	3.58
Butano	0.74
i-Butano	1.01
Pentano	0.10
i-Pentano	0.31
Humedad	20 ppm
Poder Calorífico	1156.68 BTU/lb



APÉNDICE C. ESTIMACIÓN DE COSTOS⁽⁵⁾.

Todos los estimados de costos de capital de plantas industriales de proceso pueden ser clasificadas dentro de uno de los cuatro siguientes tipos:

- Estimado por la “regla de dedo”.
- Estimado por la curva de costos.
- Estimados por el factor de equipos mayores.
- Estimado definitivo.

1. Estimado por la regla de dedo (rule of thumb).

Los estimados realizados con la regla de dedo son, en la mayoría de los casos, únicamente una aproximación del orden de magnitud de los costos. Estos estimados son simplemente un costo fijo por unidad de alimentación o producto. Algunos ejemplos son:

Planta completa de generación de energía eléctrica con carbón	US\$ 1 500/kW
Planta completa de síntesis de amoníaco	US\$ 120 000/TPD
Refinería completa de petróleo	US\$ 15 000/BPD

Estos factores son útiles para una rápida estimación de costos. Muchas suposiciones están implícitas en estos valores y la desviación promedio del precio actual puede a menudo ser de más del 50 %.

2. Estimado por la curva de costos.

El método de la curva de costos tiene una mejor estimación y menos deficiencia que el método ilustrado anteriormente, reflejando un efecto significativo acerca del tamaño o capacidad de la planta sobre el costo. Estas curvas indican el costo de una planta o unidad de proceso similar y están relacionadas con la capacidad por medio de la siguiente ecuación



$$\frac{\text{Costo Planta A}}{\text{Costo Planta B}} = \left(\frac{\text{Capacidad de la Planta A}}{\text{Capacidad de la Planta B}} \right)^X$$

Esta relación fue reportada por Lang⁽¹⁸⁾, y sugiere un valor promedio de 0.6 para el exponente (X). Algunas curvas presentadas han sido ajustadas para eliminar ciertos costos como lo son servicios, almacenamiento y facilidades del lugar de instalación. Esta información se da por separado para estimar sus costos aparte.

Es importante notar que la mayoría de los diagramas de costo tienen un exponente que difiere un poco del valor 0.6. actualmente, algunos de los diagramas muestran una curvatura en la pendiente, lo cual indica que el exponente de costo para esa unidad de proceso varia con la capacidad. Las variaciones en la pendiente (exponente de costo) van de 0.5 para unidades de pequeña capacidad hasta casi 1 para unidades muy grandes. Esta curvatura, la cual no esta indicada previamente en la curva de costos, es debida al equipo paralelo o de espera (stand by) en unidades grandes y proporciona costos elevados por los muchos equipos tales como tanques, válvulas, bombas, compresores, etc.

El método de estimación por la curva de costos, si es usado con cuidado y ajustado apropiadamente para las condiciones locales de construcción, puede predecir un costo actual con un error menor al 25%. Solo en circunstancias inusuales, el error probablemente no exceda el 50%.

3. Estimados por el factor de equipos mayores.

Los estimados del factor de equipos mayores son hechos mediante la aplicación de múltiplos sobre los costos de todos los equipos mayores requeridos por la planta o proceso. Factores diferentes son aplicados a diferentes tipos de equipo como bombas, intercambiadores de calor, recipientes a presión, etc. El tamaño del equipo también tiene un efecto en esos factores.



Es obvio que el precio de los equipos mayores debe primero ser investigado para usar con confianza este método. Esto requiere que los balances de materia y energía sean completados para calcular el tamaño y las especificaciones básicas de los equipos mayores.

Este método, si es seguido con cuidado, puede predecir costos con un margen de error dentro del 10 al 20%.

4. Estimados definitivos.

Los estimados de los costos definitivos son los que mas tiempo consumen y son difíciles de preparar, pero son los mas precisos. Esos estimados requieren la preparación de plot-plans, detallados diagramas de flujo y dibujos preliminares de la construcción. Algunas veces son usados modelos a escala. Todo el material que se usará esta listado y verificado su precio. El número de horas-hombre para cada actividad dentro de la construcción es estimado. También son estimados costos indirectos como lo son renta de grúas, costos de herramientas, supervisión, etc.

Este tipo de estimado usualmente da un resultado con una exactitud de $\pm 5\%$.

Sumario para la estimación de costos mediante la curva de costos.

Unidades de Proceso	Subtotal A
Facilidades de almacenamiento	
Sistemas de Vapor	
Sistemas de Agua de Enfriamiento	
Offsites	Subtotal B
Costos Especiales	Subtotal C
Factor de Localización	Subtotal D
	Contingencias
	TOTAL

BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFIA

1. "Control de riesgos de accidentes mayores"
Ed. ALFAOMEGA México 1985.
Oficina Internacional del Trabajo Ginebra
 2. "Análisis y reducción de riesgos en la Industria Química"
Santamaría Ramiro, J. M. Y Braña A., P. A.
Fundación MAPFRE, 1994.
 3. "Guidelines for Hazard Evaluation Procedures"
Center for chemical process safety of the American Institute of Chemical Engineers.
2nd. Edition.
 4. "Eliminating potential process hazards"
Trevor A. Kletz
Chemical Engineering
Pag.48, April 1, 1985.
 5. "Refino de Petróleo, Tecnología y Economía"
J. H. Gary, G. E. Handwerk.
Ed. Reverté.
 6. "Vapor Cloud Explosion, Methods for the Calculation of the Physical Effects of the Escape of Dangerous Materials".
Wiekeman, B. J. Directorate General of Labor. Voobury
Holanda 1979.
 7. "ARCHIE User's Manual"
Version 1.0
Federal Emergency Management Agency and U. S. Environmental Protection Agency.
 8. "Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries".
Continuing Engineering Studies, College of Engineering, University of Texas at Austin
A Short Course Presented at IMP, México (Junio, 1994).
 9. "Fire Hazards properties of Flammable Liquids, Gases and Volatile Solids"
National Fire Protection Association (NFPA). Standard 325 M
Quincy Massachusetts 1990.
 10. "Loss Prevention in the Process Industries"
Vols. 1-2
Butterworths. London. 1985
-



11. "Handbook of Industrial Loss Prevention"
Ed. McGraw-Hill, 2da. Edición.
New York 1967.
 12. "A Survey of Vapour Cloud Incidents"
CEP, September 1977.
pp. 54-62.
 13. "Análisis de Riesgos y Operabilidad en el Circuito de Tratamiento con DEA (Unidad 600), de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas I de la Refinería Miguel Hidalgo".
Jiménez, G. V. Tesis de Licenciatura. Facultad de Química, UNAM.
México, 2001.
 14. "Análisis de Riesgos en la Sección de Reacción de la Unidad Reformadora de Naftas en la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas 1 (Hidros 1) de la Refinería Miguel Hidalgo".
García, M. I. Tesis de Licenciatura. Facultad de Química, UNAM.
México, 2001.
 15. "Análisis de Riesgos en los Circuitos de flujo de gas LP y Propano-Propileno de la Planta Catalítica 1 de la Refinería Miguel Hidalgo".
Baltazar, B. C. Tesis de Licenciatura. Facultad de Química, UNAM.
México, 2000.
 16. "Un Esquema de Mejora de la Técnica HazOp".
De la Cruz, G. C., De la Cruz, G. F., García, P. R., Vázquez, L. J. Monroy, C. S., Cruz, G. M. J. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Química-Departamento de Ingeniería Química. México, 2000.
 17. "Independent Engineering Services LTD".
Seminario sobre Estudios HazOp.
México, 1998.
 18. Chem. Eng. 55(6), 112 (1948).
H. J. Lang.
-