



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

**FACULTAD DE INGENIERÍA
INGENIERIA DE SISTEMAS**

**“IDENTIFICACIÓN DE LOS ESCENARIOS DE RIESGO EN LA
REFINACIÓN DE PETRÓLEO”**

TESIS Y EXÁMEN DE GRADO

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:

VICTOR PÉREZ HERNÁNDEZ

M.I. FRANCISCA IRENE SOLER ANGUIANO

MÉXICO, D.F., DICIEMBRE DE 2012



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: **DRA. FLORES DE LA MOTA IDALIA**

Secretario: **M.I. WELLENS PURNAL ANN GODELIEVE**

Vocal: **M.I. SOLER ANGUIANO FRANCISCA IRENE**

1^{er}. Suplente: **DRA. MONROY LEON COZUMEL ALLANEC**

2^{do}. Suplente: **M.I. FUENTES ZENÓN ARTURO**

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

MÉXICO, D.F.

**TUTOR DE TESIS:
M.I. SOLER ANGUIANO FRANCISCA IRENE**

FIRMA

Agradecimientos:

A dios doy las gracias por concederme tantas cosas jamás imaginadas y que hoy me permite dar un paso más en mi complicada vida.

A mi *alma mater* que me ha cobijado en su seno de la sabiduría y del conocimiento que me ha permitido ser más crítico, científico y una mejor persona.

Un agradecimiento especial para el CONACYT por el apoyo que recibí en mi incursión en el posgrado.

A mi estimada Maestra Francis le dedico este esfuerzo que no pudo ser posible concretar sin su incondicional apoyo y confianza; le estoy agradecido por escucharme y por brindarme de su ánimo.

Para Ann, mi infinita gratitud por la confianza y porque sin su apoyo no hubiera sido posible culminar en buen término este esfuerzo, que hoy comparto contigo.

Para profesores, compañeros y amigos de generación, mis infinitas gracias por que sin su apoyo y presencia, no hubiera alcanzado este sueño al que todos aspiramos en algún momento de nuestras vidas.

Al Dr. Miranda una vez más, mi agradecimiento sincero y profundo por ayudarme a volver a sentirme vivo y útil.

A mi incondicional madre: no encuentro palabras para decirte todo lo que te adoro y aprecio, sé que estaremos por siempre vinculados en donde quiera que estemos y en cualquier momento.

Ipan tehuan **Yoloquetzalli**: neteotiloani conenetl, inin tetlakahuilia neixkutili techia ni ilnakililstli cemiak.

Ah Keh Balam

Contenido

Resumen	v
Abstract	vii
Introducción	ix
Objetivo.....	xi
Justificación.....	xi
Limitaciones y alcance	xii
Estructura del trabajo	xiii
Capítulo I: Marco de referencia	1
I.1 El petróleo y su refinación	1
<i>I.1.1 Petróleo</i>	<i>1</i>
I.1.1.1 Formación del aceite y del gas	1
I.1.1.2 Clasificación del petróleo	3
<i>I.1.2 Refinación del petróleo</i>	<i>5</i>
I.1.2.1 Antecedentes	5
<i>I.1.3 Refinería</i>	<i>8</i>
I.1.3.1 Clasificación de las refinerías según su configuración y complejidad.....	11
I.1.3.2 Refinación en el mundo.....	13
I.1.3.3 Procesos y operaciones de refinación	16
I.1.3.4 Productos principales de la refinación del petróleo	19
<i>I.1.4 Refinerías en México</i>	<i>25</i>
I.1.4.1 Antecedentes	25
I.1.4.2 Situación actual	26
I.1.4.3 Infraestructura nacional	31
I.1.4.4 Accidentes en la infraestructura del SNR	38
I.2 Análisis de riesgo	39
<i>I.2.1 Peligros y riesgos</i>	<i>40</i>
<i>I.2.2 El análisis de riesgo en las instalaciones industriales</i>	<i>41</i>
I.2.2.1 Análisis histórico de accidentes.....	45
I.2.2.2 Lista de control (check list)	46
I.2.2.3 What if.....	48
I.2.2.4 Metodología HAZOP	54
I.2.2.5 Métodos cuantitativos.....	71
<i>I.2.3 Matriz de riesgo</i>	<i>72</i>
I.3 Análisis de consecuencias	77
I.3.1.1 Escenarios de accidentes.....	80

Capítulo II: Metodología	91
II.1 Propuesta metodológica	91
II.2 Aplicación de la metodología	96
II.2.1 Identificación del sistema a analizar, objetivos y alcance	96
II.2.2 Selección del panel de expertos y la definición de sus funciones	96
II.2.3 Recopilación de información, diagramas P&ID, PDF y detalles de procesos	99
II.2.3.1 Desalado del petróleo crudo	101
II.2.3.2 Destilación atmosférica (primaria)	101
II.2.3.3 Destilación al vacío (secundaria).....	103
II.2.3.4 Desintegración catalítica (FCC)	104
II.2.3.5 Hidrotratamiento (incluye hidrodesulfuración).....	104
II.2.3.6 Reducción de viscosidad	105
II.2.3.7 Coquización	106
II.2.3.8 Alquilación	107
II.2.3.9 Reformación	107
II.2.3.10 Isomerización	108
II.2.3.11 Olefinas C ₄ y C ₅ , que son mezclas con Teramil Metil Éter (TAME) y Metil Terbutil Éter (MTBE)	109
II.2.3.12 Recuperación y endulzamiento de gas saturado	110
II.2.4 Preparación del lugar y materiales de trabajo	110
II.2.5 Explicación de la dinámica de trabajo a los integrantes del equipo	113
II.2.6 Caracterización del riesgo (matriz de riesgos)	114
II.2.7 Dinámica what if.....	117
II.2.8 Dinámica HAZOP.....	124
II.2.8.1 Descripción del proceso de isomerización	125
II.2.8.2 Identificación de los nodos	128
II.2.8.3 Desviaciones del análisis HAZOP.....	131
II.2.8.4 Proceso de análisis.....	134
Capítulo III: Análisis de resultados	137
III.1 Análisis de resultados de la técnica what if	137
III.1.1 Análisis de consecuencias	138
III.1.1.1 Resultados obtenidos	142
III.1.2 Consecuencias.....	143
III.1.2.1 Desalado de crudos.....	143
III.1.2.2 Destilación atmosférica	143
III.1.2.3 Destilación al vacío	145
III.1.2.4 Desintegración catalítica.....	146
III.1.2.5 Hidrotratamiento.....	147
III.1.2.6 Reducción de viscosidad	149
III.1.2.7 Coquización	150

III.1.2.8 Alquileración	150
III.1.2.9 Reformación	151
III.1.2.10 Isomerización	153
III.1.2.11 TAME y MTBE	154
III.1.2.12 Recuperación y endulzamiento de gas saturado	155
<i>III.1.3 Recomendaciones</i>	<i>156</i>
<i>III.1.4 Participación de los departamentos (gerencias).....</i>	<i>159</i>
III.2 Análisis de resultados de la técnica HAZOP	162
<i>III.2.1 Recomendaciones</i>	<i>166</i>
<i>III.2.2 Participación de los departamentos (gerencias).....</i>	<i>170</i>
III.2.2.1 Áreas de interés por categoría de recomendaciones	172
<i>III.2.3 Categorías de las causas evaluadas.....</i>	<i>177</i>
<i>III.2.4 Revisión de las consecuencias</i>	<i>181</i>
III.3 Informe del estudio	188
Conclusiones y recomendaciones.....	193
Bibliografía	198
Anexo A: Tablas para la estimación de las consecuencias	205
Anexo B: Resultados del análisis <i>what if</i> de los procesos de una refinería.....	209
Anexo C: Resultados del análisis HAZOP del proceso de isomerización	243
Anexo D: Recomendaciones propuestas en la aplicación de la técnica <i>what if</i>.....	295
Anexo E: Recomendaciones propuestas en la aplicación de la técnica HAZOP.....	303

Resumen

Los riesgos industriales y sus consecuencias representan un punto crítico que cada vez más cobra importancia por el impacto que tiene sobre la economía de los diversos sectores de la economía local y nacional, a las instalaciones, a la gente y al medio ambiente. La identificación oportuna de los riesgos contribuye reducir sus efectos y a crear políticas y acciones que conduzcan a la prevención de los mismos. Para dicho fin se han desarrollado diversas técnicas o metodologías que se basan en la interacción de los implicados en las áreas de interés, así como de expertos en los temas que están inmersos en la problemática que se estudia con dichas herramientas; la labor de éstas se ve altamente favorecida al propiciar una lluvia de ideas y considerarlas todas por obvias o absurdas que parezcan.

Los riesgos que se corren en la industria petrolera son bien conocidos, sobre todo los peligros presentes en el entorno natural cuando se produce un desastre. La industria petrolera es un actor destacado en la participación del PIB de cualquier país productor de petróleo y con mayor impacto en aquéllos que no cuentan con el preciado producto y sus derivados. Por lo que la Seguridad y Riesgo en dicha industria, adquiere mayor importancia y deben considerarse como parte medular para su desarrollo.

La industria petrolera, sin lugar a duda es la que mayor dinamismo e importancia tiene en la actualidad; sin embargo, a nivel mundial existen poco más de 682 refinerías y en ellas se concentra la tarea de proveer los insumos que literalmente dan sentido y forma a la vida cotidiana.

Cada refinería presenta características particulares a su ubicación física y de la calidad de los crudos que procesan; algunas sólo lo procesan en una destilación simple y otras más, con una refinación más compleja. Además, las instalaciones presentan grandes rezagos en mantenimiento y mejora de sus procesos de producción, seguridad, higiene y responsabilidad con el medio ambiente. Para realizar el trabajo de investigación, se ha considerado el modelo de refinería el propuesto por la Secretaría de Energía (retomado por el Instituto Mexicano del Petróleo).

Abstract

Industrial hazards and their consequences are a critical point that increasingly becomes important because of the impact it has on the economy of various sectors of the local and national economy, facilities, people and the environment. The timely identification of risks helps reduce its effects and create policies and actions aimed at preventing them. To this end, has been developed various techniques or methodologies that are based on the interaction of those involved in the areas of interest, as well as experts on the issues that they are involved in the problem being studied with these tools, the work they are see highly favored to promote brainstorm and consider them all for obvious or absurd they may seem.

The risks involved in the oil industry are well known, especially the dangers present in the natural environment when a disaster occurs. The oil industry is a major player in the GDP share of any oil producing country with the greatest impact on those who do not have the precious product and its derivatives. As Safety and Risk in the industry, even more important and should be considered as the core for its development.

The oil industry, without a doubt is the most dynamic and significance today, but there is little in the world more than 682 refineries and concentrates them the task of providing inputs to literally give meaning and shape to everyday life.

Each refinery has specific characteristics to their physical location and quality of the crude processing, some only in a simple distillation process and more, with a refining complex. In addition, facilities have large backlogs in maintenance and improvement of its production processes, safety, health and environmental responsibility. To perform the research, has been considered the refinery model proposed by the Department of Energy (retaken by the Mexican Petroleum Institute).

Introducción

La ingeniería industrial es una disciplina que ha sido favorecida ampliamente por diversas técnicas y metodologías aplicables en los distintos ámbitos de la actividad humana, sobre todo en aquéllas que se orientan a las tareas complejas implicadas en la transformación masiva de bienes y servicios que se incluyen en las fases y etapas en que intervienen.

Así, la *seguridad y riesgo* en la industria adquiere mayor importancia y debería considerarse como parte medular en las plantas y naves industriales debido a que los eventos o sucesos que conducirán a incidentes o accidentes mayores también se verán reflejadas en un impacto mayor en las instalaciones, equipos y maquinaria, trabajadores, comunidades circundantes (sociedad), y al medio ambiente. Por esta razón, para un evento con impacto mayor, también se tendrá un efecto de consideración que se reflejará en pérdidas económicas dentro y fuera de las plantas industriales donde surgen los problemas mencionados.

En consecuencia, la actividad productiva se puede llegar a detener por completo y podría conducir a perder la ventaja competitiva, a clientes y su posicionamiento en la industria de que se trate. De acuerdo con la OIT (Organización Internacional del Trabajo), aproximadamente un 4% del PIB (Producto Interno Bruto) mundial se pierde en términos de costos directos e indirectos de diversa índole, entre los que se encuentran las indemnizaciones, gastos médicos, daños materiales, las pérdidas de ingresos y los gastos de formación (capacitación) de los trabajadores sustitutos.

En el área del análisis de riesgo y consecuencias, se han registrado históricamente diferentes accidentes que se han tomado como referencia al momento de estimar los efectos de eventos de características similares. De dichos accidentes, se pueden identificar 3 grandes grupos: ***accidentes de tipo químico, accidentes relacionados con el manejo de hidrocarburos (y su transportación) y los accidentes de impacto ambiental.*** Para el análisis de consecuencias de los eventos referidos, se han desarrollado modelos empíricos, basados en simulación para hacer una primera aproximación a los impactos y consecuencias de las situaciones identificadas.

De los tres grupos indicados anteriormente, el que corresponde al manejo de hidrocarburos, presenta una cantidad mayor de efectos pues se trata de una industria en la que se registran accidentes en forma constante en sus diferentes procesos involucrados: *exploración y producción, refinación, almacenaje, distribución y comercialización*. Se presentan impactos en las instalaciones, trabajadores, sociedad, medio ambiente (aéreo, terrestre y marino), economía y hasta en cierto punto, político. En México, ambas condiciones van ligadas porque la economía aún sigue estando fuertemente vinculada a la actividad petrolera.

La industria del petróleo en México, se ha visto fuertemente afectada y frenada por diferentes leyes y normatividades que aunadas a la alta carga impositiva que se tiene sobre la industria, no se han podido realizar adecuaciones, mejoras, actualizaciones y mantenimiento necesarios para que los complejos industriales establecidos en el territorio nacional puedan seguir operando sin mayores contratiempos. Paradójicamente, a pesar de contar con el bien (cuyo valor en bruto corresponde al de un mineral), hasta septiembre de 2010 se importaba el 47.8% de las gasolinas que se comercializan en el territorio nacional y para el caso del gas en términos monetarios, se exportaron 1.3 millones de dólares y se importaron 1,009.3 millones de dólares (PEMEX, 2011).

Por las circunstancias mencionadas, será de vital importancia el desarrollo de políticas, acciones y normas enfocadas a la prevención y mitigación los efectos adversos que traen consigo los diferentes tipos de accidentes para que su impacto en las diversas actividades productivas, tiendan a ser mínimas.

A pesar de que se están realizando esfuerzos por mejorar la capacidad instalada para producción, refinación y por la búsqueda de alternativas energéticas, todo parece ser que la dinámica económica no se moverá mucho (por desgracia) hasta que los recursos petrolíferos sean mermados y no sean suficientes como para cubrir las necesidades básicas de la actividad humana de la vida actual. No se puede aislar el hecho de que el calentamiento global tiene principalmente como antecedente a los efectos derivados de la combustión de los energéticos fósiles.

Varios autores coinciden en señalar que no hay un modelo único o ideal en el que se pueda configurar y catalogar a los complejos de refinación en el mundo; las diferentes

etapas que se pueden incluir en éstos, constituyen procesos industriales diferentes y complementarios. Por esta circunstancia, cada etapa merece ser analizada de manera independiente y minuciosa.

Objetivo

Desarrollar una propuesta metodológica para la identificación de los escenarios de riesgo e identificar las consecuencias que puedan presentarse en un complejo industrial de refinación de petróleo (refinería). Dicha propuesta se basa en el modelo conceptual de una refinería elaborada por el IMP (Instituto Mexicano del Petróleo) y a su vez ha citado por la SENER en la Prospectiva de Petrolíferos 2002-2011 (SENER, 2002) del que se realizará un análisis con el uso de metodologías cualitativas (concretamente *what if* y *HAZOP*). Se empleará la metodología *what if* para hacer un análisis de cada proceso y evaluar el riesgo que se presenta en las diferentes etapas de refinación y el que presente mayor riesgo, se empleará para hacer un análisis más minucioso de los riesgos que presenta con el uso de la metodología *HAZOP*.

Justificación

La vida actual no puede concebirse sin el gran motor que mueve a toda actividad del ser humano, la dependencia de los energéticos fósiles han conducido a que las industrias continúen con el uso de procesos que hacen uso de ese energético. La economía de los países del llamado tercer mundo se encuentra ligada a la actividad petrolera y le restan recursos a las instalaciones petroleras dejándolas en el deterioro y el olvido como ha sido el caso de México.

Esta situación vuelve más vulnerable a las refinerías a cualquier falla, desperfecto o en casos extremos, accidentes y peligros que tienen una repercusión potencialmente negativa al medio ambiente, al ser humano, a las instalaciones y a la economía misma.

Con el panorama que se vislumbra, resulta prioritario atender las causas y efectos que se pueden presentar si no se atiende con oportunidad el tema de seguridad y riesgo por lo que es necesario que se desarrollen y adapten metodologías para el análisis de los procesos y tener una industria más rentable y eficiente.

Este trabajo se realiza con la finalidad de ofrecer una propuesta metodológica para emplearse como referencia para mitigar los riesgos y consecuencias en cualquier refinería sin importar su configuración y complejidad. Con el fin de tener una primera aproximación se propone análisis de los procesos dentro del modelo de refinería propuesto por la SENER ya que es un modelo que incluye todos los procesos que pueden encontrarse en las refinerías de todo el planeta y esto permitirá adoptar la metodología a cualquier configuración que se tenga en la refinería en que se aplique.

Limitaciones y alcance

La tarea que se emprende en este trabajo, *per se* resulta muy ambiciosa y extenuante, por lo que se hace un análisis preliminar con un enfoque sistémico para entender la manera en que los procesos son vulnerables por factores internos y externos, además de la forma en que los procesos se encuentran interrelacionados. La manera en que son aplicadas las metodologías cualitativas para la identificación del riesgo y sus posibles consecuencias dentro de la cadena productiva dentro de una refinería de petróleo dará como resultado un proceso metodológico que se podrá emplear en cualquier configuración de procesos con la finalidad de aplicar los procedimientos que aquí se utilizan para que coadyuven a la identificación de los riesgos y peligros que en cualquier momento pueden ocurrir.

El análisis y aplicación de la metodología constituirá una herramienta primordial en las diferentes etapas (diseño, implementación u operación) en que se encuentran las refinerías cuyo propósito será apoyar en el diseño de estrategias, planes de acción ante contingencias o peligros, medidas de prevención y de seguridad. En conjunto, todas las tareas que se realicen a partir de los resultados de este trabajo coadyuvarán en la mitigación y en la medida de lo posible, la eliminación de los riesgos que puedan ocasionar escenarios o eventos no deseados dentro de cualquiera de los procesos en una refinería.

Es importante precisar que cuando se cuenta con datos históricos sobre fallas o bien, mediante bitácoras de seguimiento de las condiciones que dan origen a los eventos indeseados, se puede profundizar más el análisis de consecuencias, tomando como partida la experiencia de un grupo de expertos participantes en las sesiones de

evaluación y quienes tendrán la tarea de evaluar la frecuencia de ocurrencia de eventos y la severidad de los mismos para determinar las consecuencias detectadas y para que sean priorizadas y así atenderlas de acuerdo a la disposición de recursos económicos, técnicos y humanos.

La probabilidad de que ocurra un evento, no garantiza que sea segura su ocurrencia y bajo esta premisa se han desarrollado metodologías complementarias a las que se utilizan en este trabajo de tesis, como es el caso de los métodos cuantitativos (árbol de análisis de eventos, ETA; árboles de falla, FTA o los índices Mond y Dow), que sirven para hacer un análisis de los efectos o consecuencias con mayor certeza.

Estructura del trabajo

En el capítulo I se hace una revisión conceptual de la información que sirve como referencia para entender a la refinación de petróleo, partiendo de lo que es el petróleo en sí, su composición, propiedades, clasificación y los procesos de refinación, mediante los cuales se transforma al crudo en productos o fracciones terminadas con amplio valor para el ser humano y para la sociedad en su conjunto. La revisión bibliográfica se enfoca a la identificación de las características de la metodología empleada en este trabajo, las complementarias y la forma en que se relacionan.

Dentro del mismo capítulo se concentra una descripción de la situación de la industria petrolera en México, se incluye la capacidad instalada de refinación de PEMEX, los accidentes que se pueden considerar críticos y decisivos para ser considerados como punto de partida en cualquier análisis o estudio de riesgo y con ello reaccionar oportunamente ante accidentes de diversa magnitud e impacto en todos los aspectos de la vida moderna.

En el capítulo II se describe la metodología que se propone como modelo para atender los escenarios de riesgo y de consecuencias que pueden presentarse en cualquier momento dentro y fuera de las instalaciones de las refinerías. Se describen los detalles que se deben considerar para realizar el análisis de los procesos de refinación mediante el uso de la metodología *what if* como una forma de análisis cualitativo y de los resultados que se obtienen de esta metodología, se realiza un análisis más minucioso del proceso que refleja mayor vulnerabilidad mediante la aplicación de la metodología *HAZOP*.

Al modelo utilizado como referencia para este trabajo se hace un pequeño ajuste para incluir como un proceso más a la planta de desalinización de los crudos de petróleo. Se integra un equipo de expertos en áreas relacionadas con la actividad productiva de una refinería: ingeniero de proyecto, ingeniero de operaciones, ingeniero de seguridad e ingeniero mecánico/tuberías, se establecen las funciones que cada uno de ellos desempeña en los procesos de refinación y se establece la importancia que tiene cada área a fin de que el complejo de refinación opere de manera adecuada de acuerdo a los estándares internos e internacionales.

Se considera al riesgo como el producto de la frecuencia de los eventos analizados y su severidad que a juicio de los expertos se consideran en los aspectos tomados en cuenta en el análisis. Se hace una revisión de la información pertinente para cada uno de los 12 procesos identificados como plantas productivas inmersas en su supra sistema: la refinería.

Cuando se obtienen los resultados de la identificación de los escenarios de riesgo, se priorizan los eventos identificados de mayor a menor severidad o peligro y de ellos se selecciona al proceso que presenta mayor posibilidad de ocurrir para hacer un análisis minucioso del proceso mediante la metodología *HAZOP* y a partir de los resultados, se hace el análisis posterior como una propuesta para atender a todos los procesos al aplicarse la propuesta a una refinería en particular.

En el capítulo III se realiza un análisis de cada uno de los componentes principales que arroja el análisis *HAZOP* como punto de partida para determinar los puntos críticos del riesgo asociado a los nodos de interés en la planta de Isomerización (que es el proceso que se evaluó con mayor posibilidad de ocurrencia en el capítulo II). Las características analizadas corresponden a las sugerencias que se realizaron en cada nodo y a cada una de las causas que se relacionan con las palabras guías y parámetros de operación (desviaciones), con ello se obtienen resultados importantes que dan idea de la situación de riesgo que se presenta en una refinería.

De manera similar se hace una revisión y análisis de las causas identificadas como circunstancias que derivan en las consecuencias que son generadas a partir de los diferentes escenarios de riesgo y se agrupan las causas en función de su importancia por

el riesgo presentado en cada uno de los nodos de la planta de isomerización cuya finalidad es la de actuar adecuadamente ante cualquier peligro o riesgo de importancia considerable. Asimismo, se determina el nivel de participación que tiene cada uno de los expertos en las reuniones de evaluación y sobre todo, las responsabilidades que asumirán después de realizar la evaluación de los escenarios. Por último, se hace un análisis del riesgo que se asignó a cada uno de los escenarios dentro de la planta.

Capítulo I: Marco de referencia

I.1 El petróleo y su refinación

I.1.1 Petróleo

El petróleo es una de las sustancias más valiosas de que se puede disponer. También se le conoce como aceite mineral y se localiza depositado en el interior de la tierra, se compone principalmente de carbono e hidrógeno; lo que significa que es un hidrocarburo y no un mineral, ya que procede de sustancias orgánicas. La palabra petróleo, proviene de las palabras latinas *petra* y *oleum*, que significan piedra y aceite, no porque sea aceite de piedra, sino por estar aprisionado entre piedras.

El petróleo es un fluido algo espeso cuyo color varía bastante, así como su composición. A veces se presenta amarillo, otras verde, y otras casi negro y generalmente tiene un olor muy desagradable. Al igual que el carbón, el petróleo se encuentra diferentes profundidades en la Tierra, en algunos lugares sólo hay que perforar algo más de quince metros para encontrarlo, mientras que en otros es necesario llegar hasta profundidades de dos mil o más metros (como es el caso de los yacimientos marinos).

1.1.1.1 Formación del aceite y del gas

Se han propuesto varias teorías para explicar la formación y el origen de petróleo y gas, las que se pueden clasificar como:

- teoría del origen inorgánico del petróleo.
- teoría del origen orgánico del petróleo.

Teoría inorgánica

Dmitri Mendeléyev propuso una hipótesis que sostiene que el petróleo se originó por la reacción del agua sobre alquinos metálicos. La presión y la temperatura ocasionaron otras reacciones y polimerizaciones formando los demás componentes del petróleo. A partir de esta hipótesis, muchos científicos han realizado diferentes trabajos sobre el tema.

Una versión interesante es la que publicó Thomas Gold en 1986 sugiere que hay evidencias recientes de que el gas natural (el metano) que suele encontrarse en grandes cantidades en los yacimientos petroleros y en las profundidades terrestres que pudieron haberse generado a partir de los meteoritos que cayeron durante la formación de la tierra hace millones de años.

Gold en su trabajo sugiere que hay ríos y mares de metano en la superficie de planetas fríos donde la vida no ha existido nunca. Gold murió seis meses antes de que la sonda Huygens de la Agencia Espacial Europea aterrizara en la luna más grande de Saturno (Titán) que ratificó lo que Gold había previsto (Yantovski, 2012).

Teoría orgánica

Esta teoría proporciona la explicación más aceptada por los científicos y geólogos. Se cree y hay evidencia de que los antiguos mares cubrían gran parte de la superficie actual de la tierra hace millones de años. El Golfo Pérsico y el Golfo de México, por ejemplo, son partes de estos antiguos mares.

A través de los años, los ríos que fluyen hacia estos mares han llevado grandes volúmenes de lodo y materiales sedimentarios hacia el mar. El barro y los materiales sedimentarios se distribuyeron y se depositaron en forma de capas en el fondo del mar. La acumulación de miles de metros de capas de barro y sedimentos comenzaron a hundirse lentamente. Esto a la larga se convirtió en rocas sedimentarias (areniscas, lutitas y carbonatos), donde se encuentra el petróleo en la actualidad.

El aceite, gas y agua salada ocupaban los espacios de los poros entre los granos de arena, las grietas, cavidades de las calizas y de las dolomitas. Siempre que estas rocas fueron selladas por una capa de roca impermeable, y la roca que sirvió como tapa, la acumulación de petróleo dentro de los poros de la roca madre quedó atrapada y formó el depósito de petróleo. Sin embargo, cuando estas condiciones para atrapar el petróleo en las rocas de origen no existían, el gasóleo se movió (emergió), bajo los efectos de la presión y la gravedad, desde la roca madre hasta que fue atrapado en otra roca de cubierta (sellada).

Cuando existía el gas, ocupó la parte superior de la tapa y el agua ocupó la parte inferior de la trampa, el aceite se encontraba en medio del gas y del agua. El desplazamiento completo de agua por el gas o aceite, no ocurrió. Un poco de agua salada se quedó con el gas y/o el aceite dentro de los espacios porosos y como la película que cubre la superficie de los granos de roca; esta agua se conoce como agua congénita, y puede ocupar de un 10% hasta un 50% del volumen de poros. La estructura geológica en la que el petróleo fue atrapado y se ha acumulado, si se trataba de la roca de origen o la roca en la que el petróleo migró, se llama el depósito de petróleo.

En resumen, la formación de un depósito de petróleo implica en primer lugar la acumulación de los restos de vida terrestre y marina en la acumulación de lodo y materiales sedimentarios de los antiguos mares. Esto es seguido por la descomposición de estos restos en las condiciones que se recombinan al hidrógeno y carbono para formar la mezcla de petróleo. Por último, el petróleo se atrapa en la roca porosa, cuando una roca tapa existe o emigra de la roca de origen a otra estructura de tapa (Abdel-Aal & Aggour, 2003).

1.1.1.2 Clasificación del petróleo

Los crudos tienen características físicas y químicas muy variables de un campo de producción a otro en incluso dentro de un mismo yacimiento. La clasificación más sencilla, en cuanto a los beneficios económicos, considera a los crudos como pesados o ligeros. Al estar formado principalmente por moléculas hidrocarbonadas, la densidad de un crudo será tanto menor cuanto mayor sea la relación atómica H/C. La densidad de los crudos puede oscilar entre 0.7 y 1, expresándose con mucha frecuencia en grados API (American Petroleum Institute) cuyo valor varía entre 70 y 5. Esta variabilidad en la densidad es consecuencia de composiciones en familias químicas muy diferentes (Wauquier, 2004).

$$API = \frac{141.5}{\text{Gravedad específica a } 60^\circ F / 60^\circ F} - 131.5 \quad ^1$$

En resumen, la gravedad API mide la densidad que describe qué tan pesado o liviano es el petróleo comparándolo con el agua. Si los grados API son mayores a 10, es

¹ Medida de densidad utilizada para describir qué tan pesado o liviano es el petróleo comparándolo con el agua a 60°F

más liviano que el agua, y por lo tanto flotaría en ésta. La gravedad API es también usada para comparar densidades de fracciones extraídas del petróleo. Por ejemplo, si una fracción de petróleo flota en otra, significa que es más liviana, y por lo tanto su gravedad API es mayor. Matemáticamente la gravedad API no tiene unidades. Sin embargo, siempre al número se le coloca la denominación grado API. La gravedad API es medida con un instrumento denominado densímetro. Dependiendo del valor API, los crudos se clasifican como se muestran en la Tabla I-1.

Tabla I-1. Clasificación del petróleo según su grado API

Valor API	Calidad del crudo
>31.1	Crudo liviano
Entre 22.3 y 31.1	Crudo mediano
Entre 10.0 y 22.3	Crudo pesado
Menores a 10.00	Crudo extra pesado

De acuerdo a las *prospectivas petrolíferas 2002-2011* y *El Refino del Petróleo* (SENER, 2002; ICCT, 2011), en la Tabla I-2 se presentan los valores API característicos de algunos crudos que se consideran como referencia a nivel mundial.

Tabla I-2. Valores API de algunos crudos

Petróleo crudo	API
Alaska North Slope	26.2
Arabian Light	33.8
Arabian Medium	30.4
Arabian Heavy	28.0
Athabasca (Canadá)	8.0
Beta (California)	16.2
Brent (Mar del Norte)	38.3
Bonny Light (Nigeria)	35.4
Boscan (Venezuela)	10.2
Ekofisk (Noruega)	37.7
Henan (China)	16.4
Hondo Blend (California)	20.8
Istmo (México)	33.6
Kern (California)	13.6
Kuwait Export	31.4
Liaohi (China)	17.9
Maya (México)	22.2

Petróleo crudo	API
Olmecca (México)	39.2
Shengli (China)	13.8
Tapis Blend (Malasia)	45.9
West Texas Intermediate	39.6
Xinjiang (China)	20.5

I.1.2 Refinación del petróleo

I.1.2.1 Antecedentes

A finales del siglo XIX, se empleó en grandes cantidades el aceite de ballena para ser utilizado en lámparas para la iluminación nocturna en las casas y calles de las ciudades europeas, para satisfacer a esa demanda casi se llegó a la extinción de la ballena. En 1878, Thomas Alba Edison inventó una lámpara que utilizó al queroseno como combustible, lo que condujo al desuso desmesurado del aceite de origen animal y a partir de allí se suscitó un incremento en la demanda del queroseno, mismo que con el tiempo fue mejorando su producción y distribución, lo que condujo a una disminución en los costos de dicho producto. Con esa disminución se suscitó un aumento en la demanda que trajo consigo la búsqueda de yacimientos mediante el desarrollo de tecnología e infraestructura apoyándose en la geología ya que cada vez es más difícil encontrar petróleo crudo en cantidades y calidad suficiente cerca de la superficie. De manera simultánea se han ido perfeccionando los métodos de refinación ya que la calidad del crudo se vuelve más impuro y porque su proceso y consumo han ocasionado un aumento notable en las emanaciones a la atmósfera, derrames y por lo tanto, contaminación.

Así, desde el descubrimiento del petróleo, la utilización de las diferentes fracciones que lo componen ha influido fuertemente en el desarrollo de los diversos procesos, así como su inclusión en el esquema de la refinación. A finales de los años sesenta, la refinación de petróleo ha sufrido importantes transformaciones ligadas al continuo incremento de las necesidades de productos ligeros (gasolinas-gasóleos) en detrimento de los productos pesados (fuel oil), según consta en la Tabla I-3.

Tabla I-3. Evolución de la demanda mundial de los productos petrolíferos (% en pesos)

Productos	1973	1990	2000
Ligeros	29.5	35	37-39
Medios	30.0	36	39-41
Pesados	40.5	29	20-24

La evolución de la demanda va acompañada de un aumento en la calidad de los productos; como ejemplo, el aumento en el octanaje de las gasolinas del índice de cetano en los gasóleos.

Los problemas de deterioro ambiental en el planeta, han obligado a los gobiernos de los países del mundo, a la comunidad científica y a los grupos ambientales, a la búsqueda de acuerdos para prevenir y detener los graves impactos a los ecosistemas derivados del consumo de gasolinas con plomo.

Una de las acciones que a nivel Internacional se han emprendido en esta materia, ha sido la eliminación del uso de las gasolinas con plomo. México, consciente de ésta problemática se ha sumado a la lucha de buscar un mejor entorno ambiental en el planeta y en el territorio nacional. Los convenios internacionales más importantes en la materia y que han sido firmados por el gobierno sobre esta temática son:

- La Reunión de la Comisión para el Desarrollo Sustentable de las Naciones Unidas, realizada en mayo de 1994.
- La Reunión Cumbre de las Américas realizada, en diciembre de 1994.

En estos dos convenios, México convino seguir realizando esfuerzos adicionales para reemplazar el uso de gasolina con plomo por gasolina sin plomo. A su vez, estuvo de acuerdo en que no se use gasolina con plomo en el Continente Americano para el año 2000, situación que en México concluyó en 1997.

Además de estos dos acuerdos internacionales, en la reunión Ministerial de Comité de Políticas Ambientales de la Organización de Cooperación y Desarrollo Económico (OCDE), realizada en febrero de 1996, México se sumó a los otros países miembros de la Organización, para adoptar una Declaración sobre la Reducción de Riesgos del Plomo (Rosas Jaramillo & Rodríguez Martínez, 2011).

En la Tabla I-4 se muestra la situación de los productos derivados del petróleo comparando la situación que se presentaba en 1991 y la evolución que se espera para el período de 2000 a 2020 (Wauquier, 2004, pág. 362), la refinación puede responder a esta evolución de la demanda y de la calidad, como se ha presentado históricamente y también como se prevé que sea en el corto y largo plazo (Figura I-1).

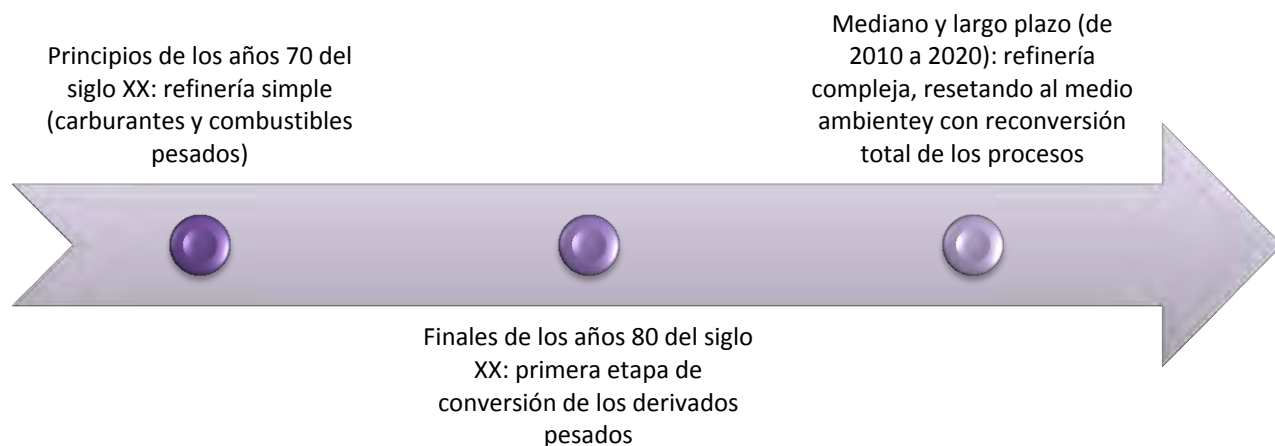


Figura I-1. Evolución en la refinación de petróleo

Tabla I-4. Especificaciones de los productos terminados y limitaciones futuras en Europa

Producto	Situación en 1991	Evolución prevista 2000-2020
Gasolinas		
RON claro	89-94	95-98
MON claro	80-84	85-88
Benceno (% vol)	3-5	1-2
Aromáticos (% vol)	30-50	20-30
Olefinas (% vol)	10-20	5-10
Azufre (ppm)	300-500	50-100
Gasóleos		
Azufre (% peso)	0.2-0.5	0.05
I. de acetano	45-50	50-53
Aromáticos (% vol)	25-35	10-20
Fuel pesado		
Azufre (% peso)	3-4	0.5-1
Nitrógeno (% peso)	0.5-0.7	0.3-0.5

Para adaptarse a esta evolución, la refinación en el procesamiento de productos pesados se recurre a una gran variedad de procesos, entre los cuáles se distinguen los siguientes grupos:

- Procesos de separación que dividen la carga en fracciones más simples o más estrechas,
- Proceso de transformación que generan compuestos nuevos, con características propias para la utilización de los productos,
- Procesos de acabado que eliminan (normalmente por hidrogenación) los compuestos indeseables; y,
- Procesos de protección del medio ambiente que tratan los gases de la refinería (fuel gas), los humos y las aguas residuales.

I.1.3 Refinería

Una refinería es un enorme complejo industrial donde el petróleo crudo se somete a un proceso de destilación o separación física y luego a procesos químicos que permiten extraerle buena parte de la gran variedad de componentes que contiene. En la actualidad es posible sacar provecho a todas las fracciones (o compuestos) del crudo, aunque los costos por su procesamiento tienden a aumentar, reduciendo el margen de utilidades económicas. Es por esa razón que los crudos con mayor valor API de referencia son mejor cotizados por el beneficio que se obtiene de él.

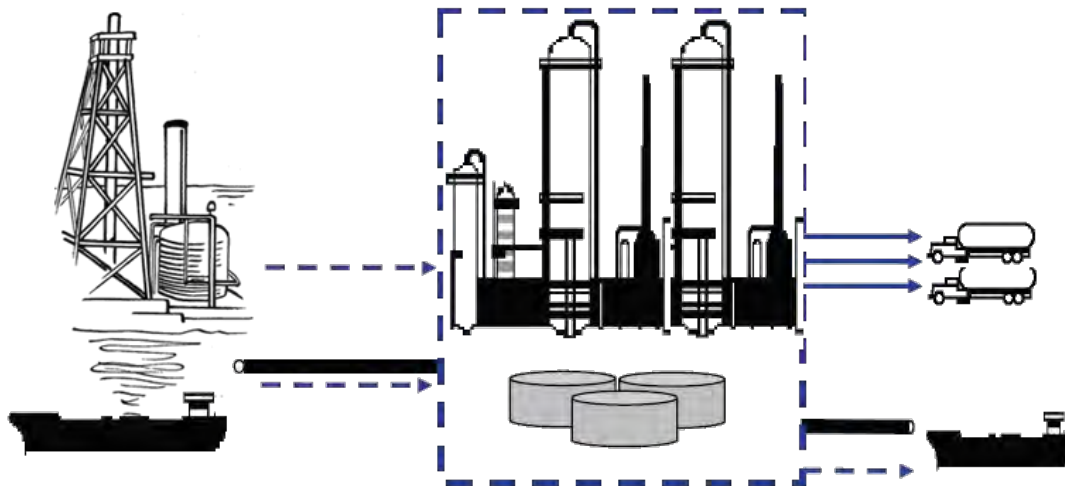


Figura I-2. Esquema general de suministro, procesamiento y distribución de los productos de refinación

La refinación del petróleo comienza con la destilación, o fraccionamiento de los crudos en grupos de hidrocarburos separados. Los productos resultantes están directamente relacionados con las características del petróleo crudo que se procesa. La mayoría de estos productos de la destilación se convierten a su vez en productos más útiles cambiando sus estructuras físicas y moleculares mediante craqueo, reformación y

otros procesos. A continuación, estos productos se someten a diversos procesos de tratamiento y separación (extracción, hidrotratamiento y demercaptanización), para obtener productos terminados, mientras que las refinerías más sencillas se limitan generalmente a destilación atmosférica y al vacío, en las refinerías integradas se hace fraccionamiento, conversión, tratamiento, así como la mezcla con lubricantes, combustibles pesados y fabricación de asfalto y, en ocasiones, procesado petroquímico (etapa primaria).

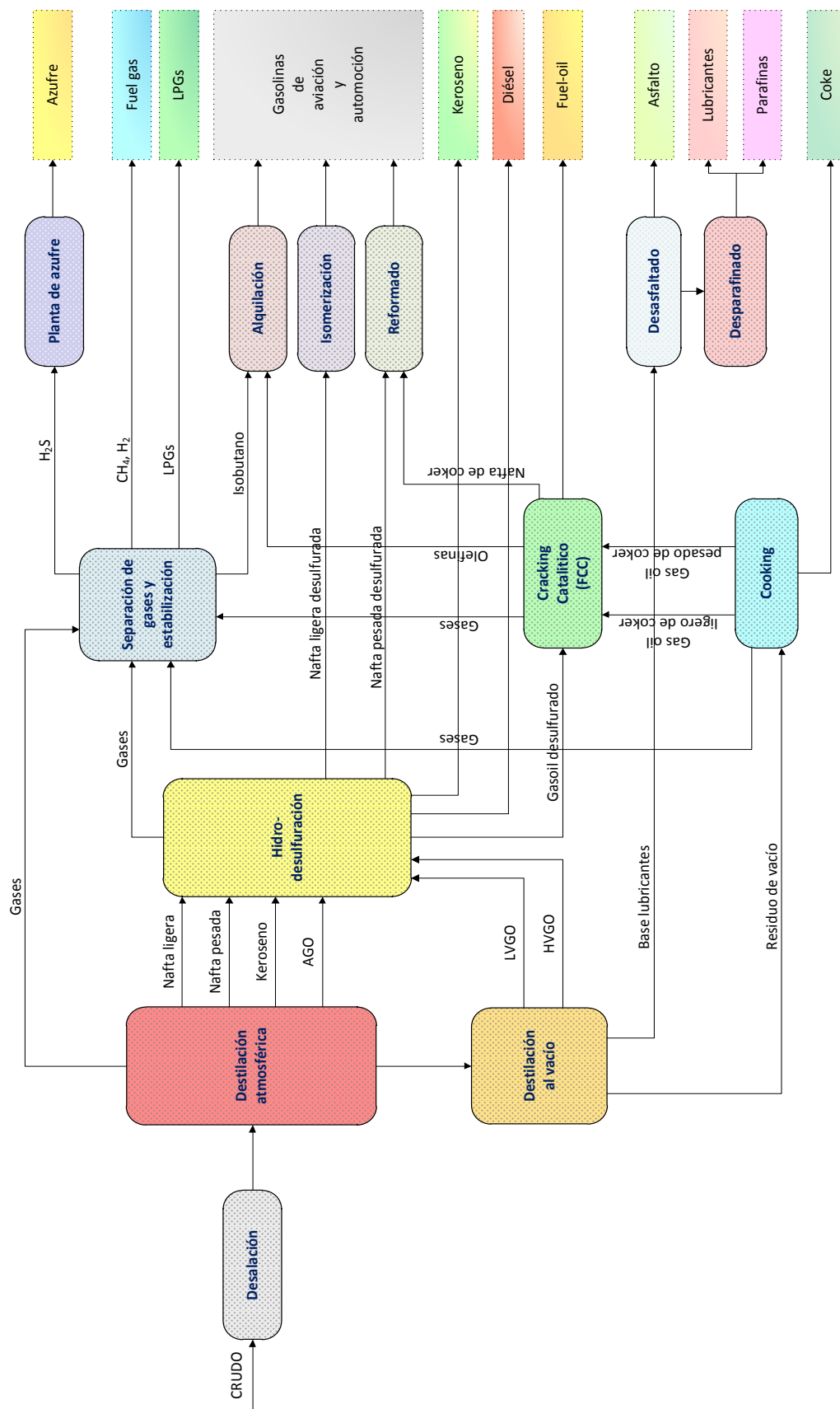


Figura I-3. Esquema de una refinera moderna

En la Figura I-3 se muestra un esquema general de una refinería moderna cuya configuración comprende todas las plantas de procesamiento de las fracciones de hidrocarburos incluyendo una planta de desalinización (Espinosa Rodríguez, 2008).

1.1.3.1 Clasificación de las refinerías según su configuración y complejidad

Las características de configuración y operación de cada refinería son únicas. Se determinan principalmente por la ubicación de la refinería, su diseño, el tipo de crudo preferido para refinación, los requisitos del mercado para los productos refinados y las especificaciones de calidad (por ejemplo, contenido de azufre) para los productos refinados.

En este contexto, el término configuración denota el conjunto específico de unidades de procesos de refinación de una refinería determinada, el tamaño (capacidad de producción) de las distintas unidades, sus características técnicas destacadas y los patrones de flujo que conectan estas unidades.

Si bien no existen dos refinerías con configuraciones idénticas, éstas se pueden clasificar en grupos con características similares, definidas según su complejidad. El término complejidad tiene dos significados, uno de ellos es su acepción no técnica que lo define como: intrincado, complicado, que consiste de muchas partes conectadas y el otro significado es en término específico que se usa en la industria de la refinería, que lo define como: un marcador numérico que denota, respecto de una refinería en particular, la amplitud, capacidad e intensidad de capital de los procesos de refinación de la unidad de destilación del crudo desde su origen (que, por definición, tiene una complejidad de 1.0). A mayor complejidad de una refinería, mayor es la intensidad de las inversiones de capital de la refinería y su capacidad de agregar valor al petróleo crudo mediante:

1. la conversión de más fracciones de crudo pesado en productos livianos y de alto valor, y
2. la elaboración de productos livianos conforme las especificaciones de calidad más estrictas (por ejemplo, combustibles con contenido ultra bajo de azufre).

En términos generales, todas las refinerías pertenecen a una de cuatro clases, que se definen según la configuración del proceso y la complejidad de la refinería, como se muestra en la Tabla I-5 (ICCT, 2011).

Tabla I-5. Esquema de clasificación de una refinería

Configuración	Complejidad	
	Clasificación	Rango
Destilación atmosférica	Baja	<2
<i>Hydroskimming</i>	Moderada	2 a 6
Conversión	Alta	6 a 12
Conversión profunda	Muy alta	>12

En las refinerías con unidades de destilación atmosférica (*topping*) sólo realizan la destilación del crudo y ciertas operaciones de apoyo esenciales. No tienen capacidad de modificar el patrón de rendimiento natural de los petróleos crudos que procesan. Sólo realizan el fraccionamiento del crudo en gas liviano y combustible de refinería, nafta (punto de ebullición de la gasolina), destilados (queroseno, combustible pesado, diésel y combustible de calefacción) y el aceite combustible residual o pesado. Una parte de nafta puede ser apropiada en algunos casos para la gasolina con índices de octano muy bajos (ICCT, 2011, pág. 19).

En las refinerías con esquema de *hydroskimming* no sólo se incluyen la destilación del crudo y los servicios de apoyo, sino también el reformado catalítico, diferentes unidades de hidrotratamiento y mezcla de productos. Estos procesos permiten convertir la nafta en gasolina y controlar el contenido de azufre de los productos refinados. El reformado catalítico convierte la nafta de destilación directa de modo que cumpla con las especificaciones de índices de octano de la gasolina y elabora subproductos del hidrógeno para las unidades de hidrotratamiento; éstas extraen el azufre de los productos livianos (incluida la gasolina y el diésel) para cumplir con las especificaciones del producto y/o permitir el procesamiento de crudos con mayor contenido de azufre. Las refinerías con este esquema, comunes en las regiones con una alta demanda de gasolina, no tienen la capacidad de alterar los patrones de rendimiento natural de los crudos que procesan (ICCT, 2011, pág. 19).

En las refinerías de conversión (o craqueo) incluyen no sólo todos los procesos presentes en las refinerías con esquema de *hydroskimming*, sino también, y lo que es más

importante, el craqueo catalítico y/o hidro craqueo. Estos dos procesos de conversión transforman las fracciones de petróleo crudo pesado (principalmente gasóleo), las cuales tienen altos rendimientos naturales en la mayoría de los petróleos crudos, en flujos de refinación liviana que se añaden a la gasolina, combustible pesado, diésel y materias primas de petroquímicos. Este tipo de refinerías de conversión tienen la capacidad de mejorar los patrones de rendimiento natural de los crudos que procesan, según lo necesario para satisfacer las demandas de mercado de productos livianos. Sin embargo, éstas aún elaboran (ineludiblemente) productos pesados, de bajo valor, como el combustible residual y el asfalto (ICCT, 2011, pág. 20).

En las refinerías de conversión profunda (o coquización) son, según lo indica su nombre, una clase especial de refinerías de conversión. Éstas incluyen no sólo el craqueo catalítico y/o hidro craqueo para convertir las fracciones de gasóleo, sino también la coquización. Las unidades de coquización destruyen la fracción del petróleo crudo más pesado y menos valioso (aceite residual) mediante su conversión en flujos más livianos que sirven como alimentación adicional a otros procesos de conversión (por ejemplo, el craqueo catalítico) y para los procesos de mejoramiento (por ejemplo, el reformado catalítico) que elaboran los productos livianos más valiosos (ICCT, 2011, pág. 20).

1.1.3.2 Refinación en el mundo

En general, el desarrollo de los centros de refinación se encuentra cerca de los centros de consumo, debido a que es más económico transportar el petróleo crudo que sus derivados. Mundialmente aunque la mayor producción de petróleo se encuentra en el Medio Oriente, la mayor capacidad de refinación se localiza en Europa, Asia y Norteamérica.

Hasta 2006 existían alrededor del mundo 681 refinerías de las cuales el 21.9% están localizadas en EUA. El 7.6% de la capacidad de refinación a nivel mundial lo tienen las diez refinerías más grandes del mundo. La refinería con mayor capacidad de México es Salina Cruz, la cual tiene solamente la tercera parte de la capacidad que tiene la de mayor capacidad en el mundo.

Los altos márgenes de rentabilidad de la industria han ocasionado la aparición de proyectos nuevos de ampliación y desarrollo para mejorar instalaciones y/o para la

construcción de refinerías nuevas. Para el periodo 2010-2015, se espera que se construyan 14 nuevas refinerías alrededor del mundo que incrementarían en 2,087 mbd la capacidad de refinación (SENER, 2002).

En contraste, para el período 1997-2007 el crecimiento en la demanda de combustibles a nivel mundial ha detonado la expansión en la capacidad de refinación de crudo de los diferentes países del orbe. En este sentido se estima que entre 2008 y 2017 se edificarán más de 500 complejos y se realizarán reconfiguraciones a otros tantos. La región de Europa y Eurasia registra la mayor capacidad a nivel mundial con 25,024 mbpd (en 2007), le sigue Asia Pacífico con 24,601 mbd, y América del Norte con 20,970 mbpd. Medio Oriente ha presentado un notable crecimiento en el período de estudio y ubicó su capacidad en 7,525 mbpd. En la Gráfica I-1 se muestra la capacidad de refinación de las refinerías más grandes a nivel mundial (SENER, 2008).

A continuación se presenta a los países que poseen la mayor capacidad de refinación a nivel global:

India

Cuenta con dos de las principales refinerías a nivel internacional, *Reliance Industries I1* y *Reliance Industries II1*, la primera con una capacidad para producir 1.24 millones de barriles por día (mbpd) y la segunda con 580 mbpd.

Actualmente la demanda interna del país está en aumento, lo mismo que su parque vehicular, de tal forma que la nación está emergiendo como el centro mundial de refinación de petróleo, con costos de capital inferiores de 25 a 50 por ciento con respecto a otros territorios asiáticos, lo que lo convierte en el quinto país más grande del planeta en términos de capacidad de refinación.

Venezuela

El centro de refinación de Paraguaná se conforma de la fusión de tres complejos: Amuay, Cardón y Bajo Grande, está ubicado en la península de Paraguaná, en el noreste del país, y tiene una capacidad de producción de 940 mbpd. Actualmente, existe un proyecto para la adaptación de la refinería de Amuay, a fin de adecuarla a una mayor conversión de residuales.

Corea del Sur

Este país no cuenta con una producción nacional de petróleo crudo y depende por completo de las importaciones para su consumo; sin embargo, extiende una capacidad de refinación a 2.6 mbpd en seis instalaciones, tres de ellas de las diez más importantes a nivel mundial: *SK Energy Ulsan Refinery* con una capacidad de 840 mbpd, *Yeosu Refinery* de *GS-Caltex*, con 840 mbpd y *S-Oil Corp*, localizada en *Onsan* con 580 mbpd.

Singapur

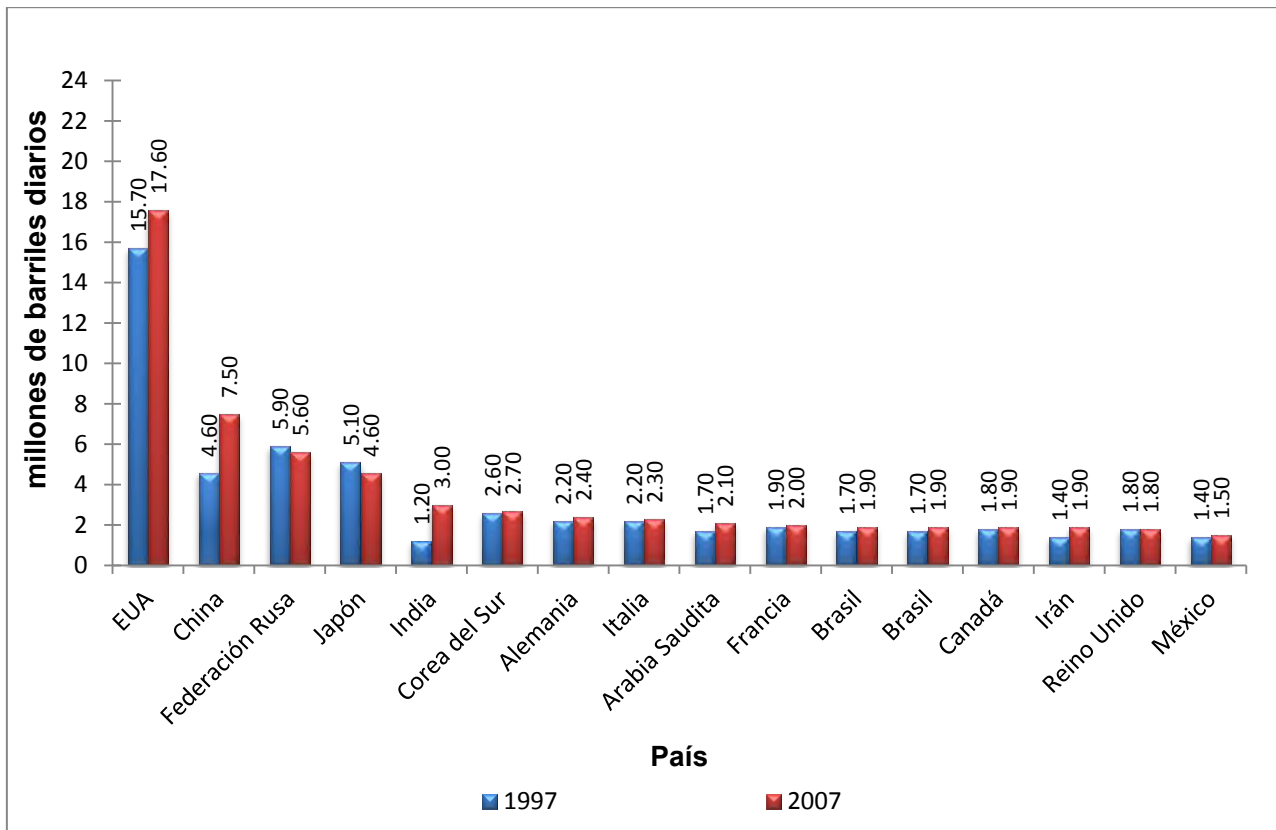
La Jurong Island Refinery, de ExxonMobil, integra dos centros de explotación de crudo en los que procesa alrededor de 605 mbpd; ahí además de gasolinas produce materia prima utilizada en fábricas de Exxon, plantas aromáticas, industriales, lubricantes, entre otros. Suministra productos derivados del petróleo a la región de Asia-Pacífico, y apoya a terceros; es decir, a los comerciantes independientes y compañías que adquieren crudo como materia prima.

Estados Unidos

Procesa en su refinería de *Baytown* 567 mbpd, utilizando la mejor tecnología para la obtención de gasolina de alta calidad, combustible de aviación. Su abastecimiento depende, en gran medida, del Valle de San Joaquín. También en su complejo Baton Rouge genera 503 mbpd, lo que la convierte en la décima a nivel mundial y la segunda en el país. Fabrica alrededor de 300 productos, entre ellos: diesel, queroseno de aviación, aceites, lubricantes, cera, coque y gas licuado.

Arabia Saudita

Existen siete refinerías en la nación, con una capacidad combinada de alrededor de 2.1 mbpd, de los cuales 1.5 pertenecen a Saudi Aramco, su complejo más importante es la Ras Tanura, que alcanza 550 mbpd, manteniendo un suministro continuo de productos refinados. En este país la apertura al capital privado se ha limitado a permitir que las compañías sólo otorguen servicios o que se asocien con otras nacionales con un porcentaje mínimo de participación, por lo que el Estado obtiene el máximo beneficio de la industria petrolera nacional.



Gráfica I-1. Evolución de la capacidad de refinación 1997-2007

I.1.3.3 Procesos y operaciones de refinación

Los procesos y operaciones de refinación de petróleo se clasifican básicamente en: separación, conversión, tratamiento, formulación y mezcla, operaciones auxiliares y, operaciones fuera de proceso. Todos los procesos se encuentran fuertemente relacionados a condiciones particulares de temperatura y presión para que puedan obtenerse los derivados directos e indirectos de la refinación del petróleo crudo.

Separación. El petróleo crudo se separa físicamente, mediante fraccionamiento en torres de destilación atmosféricas y de vacío, en grupos de moléculas de hidrocarburos con diferentes intervalos de temperaturas de ebullición, denominados “fracciones”.

Conversión. Los procesos de conversión más utilizados para modificar el tamaño y/o la estructura de las moléculas de hidrocarburos, son los siguientes:

- Descomposición (división) mediante hidrocraqueo, craqueo térmico y catalítico, coquización y ruptura de la viscosidad.
- Unificación (combinación) mediante alquilación y polimerización.

- Alteración (rectificación) con isomerización y reforma catalítica.
- Tratamiento.

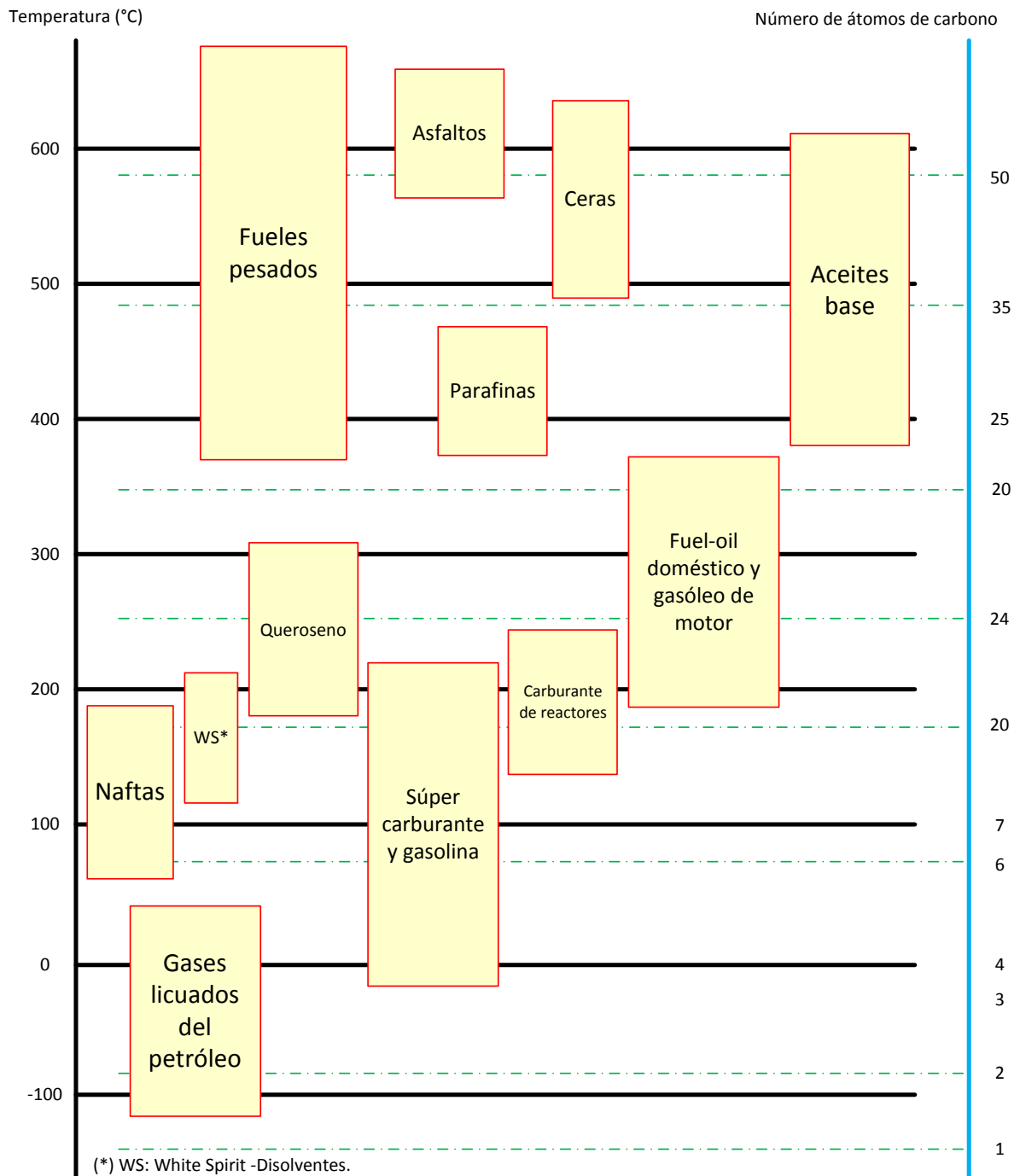


Figura I-4. Principales productos petrolíferos fraccionados según sus rangos de temperatura de destilación y los átomos de carbono relacionados

Desde los comienzos de la refinación se han utilizado diversos métodos de tratamiento para la eliminación de componentes que no son hidrocarburos, impurezas y

otros constituyentes que afectan negativamente a las propiedades de rendimiento de los productos acabados o reducen la eficacia de los procesos de conversión. El tratamiento implica reacciones químicas y separación física, como **disolución**, **absorción** o **precipitación**, mediante varios procesos combinados de procesos. Entre los métodos de tratamiento se cuentan la eliminación o separación de componentes aromáticos y naftenos, la eliminación de impurezas y contaminantes indeseables. Se utilizan compuestos desmercaptanizantes y ácidos para desulfurar el petróleo crudo antes del procesado, y para tratar los productos durante y después de éste. Otros métodos de tratamiento son la desalinización del crudo, la extracción química de mercaptanos, el tratamiento con ácidos, el contacto con arcilla, la hidrodeshulfuración, la refinación de disolventes, el lavado cáustico, el hidrotreatmento, el secado, y la extracción y el desparafinado de disolventes (Organización Internacional del Trabajo (OIT), 1998).

La **formulación** y **mezcla** es el proceso consistente en mezclar y combinar fracciones de hidrocarburos, aditivos y otros componentes para obtener productos acabados con propiedades específicas de rendimiento idóneo.

Operaciones auxiliares de refinación. Otras operaciones de las refinerías necesarias para dar soporte al proceso de los hidrocarburos son la recuperación de residuos ligeros; la eliminación del agua amarga; el tratamiento y refrigeración de residuos sólidos, aguas residuales y agua de proceso; la producción de hidrógeno; la recuperación de azufre, y el tratamiento de gases ácidos y gas residual. Otras funciones del proceso son la provisión de catalizadores, reactivos, vapor, aire, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno gases combustibles.

Instalaciones de las refinerías que no forman parte del proceso. Todas las refinerías tienen multitud de instalaciones, funciones, equipos y sistemas que dan soporte a las operaciones de procesado de los hidrocarburos. Las operaciones de soporte habituales son la generación de calor y energía; el movimiento de productos; el almacenamiento en depósitos; la expedición y manipulación; las llamas y sistemas de descarga de presión; los hornos y calentadores; las alarmas y sensores, y el muestreo, la verificación y la inspección. Entre las instalaciones y sistemas que no forman parte del proceso están los sistemas de lucha contra incendios, de abastecimiento de agua y de

protección, controles de ruido y contaminación, laboratorios, salas de control, almacenes, e instalaciones de mantenimiento y administrativas.

En la Figura I-4 se representa de forma visual a las diferentes fracciones de petróleo que se obtienen en su refinación de acuerdo a sus rangos de temperatura bajo los cuales son obtenidos y el número de átomos de carbono que los caracterizan (Wauquier, 2004).

1.1.3.4 Productos principales de la refinación del petróleo

La refinación de petróleo ha evolucionado continuamente en respuesta a la demanda de productos mejores y diferentes por parte de los consumidores. El requisito original del proceso era producir queroseno como fuente de combustible para el alumbrado más barata y mejor que el aceite de ballena. La invención del motor de combustión interna condujo a la producción de benceno, gasolina y gasóleos diesel. La evolución del aeroplano hizo necesarios la gasolina de aviación de alto octanaje y el combustible para aviones de reacción, que es una forma más elaborada del producto original de las refinerías, el queroseno.

Las refinerías actuales producen varios productos, muchos de los cuales se utilizan como materia prima para procesos de craqueo y fabricación de lubricantes, y para la industria petroquímica. Se clasifican en términos generales como combustibles, cargas petroquímicas, disolventes, aceites de proceso, lubricantes y productos especiales, como cera, asfalto y coque (Organización Internacional del Trabajo (OIT), 1998).

En el procesamiento de hidrocarburos se utilizan, o se forman como resultado del mismo, varios productos químicos. A continuación se presenta una breve descripción de aquéllos que son específicos y característicos de la refinación:

- a) **Bióxido de azufre.** El gas procedente de la combustión de combustibles de alto contenido en azufre suele tener niveles altos de bióxido de azufre, que se elimina por lo común mediante lavado con agua.
- b) **Cáusticos.** Se añaden cáusticos al agua de desalinización para neutralizar ácidos y reducir la corrosión. Se añaden también al crudo desalinizado con el fin de reducir la cantidad de cloruros corrosivos de los productos de las zonas

superiores de la torre. Se utilizan en procesos de tratamiento de las refinerías para eliminar contaminantes de las corrientes de hidrocarburos.

- c) **Óxidos de nitrógeno y monóxido de carbono.** El gas de combustión contiene hasta 200 ppm de óxido nítrico, que reacciona lentamente con el oxígeno y forma dióxido de nitrógeno. El óxido nítrico no se elimina mediante el lavado con agua, por lo que el bióxido de nitrógeno puede disolverse en el agua y formar ácido nitroso y nítrico. Por lo común, el gas de combustión sólo contiene una pequeña cantidad de monóxido de carbono, a menos que la combustión sea anómala.

- d) **Acido sulfhídrico.** Se encuentra de modo natural en la mayoría de los crudos de petróleo y se forma también durante su procesamiento debido a la descomposición de compuestos de azufre inestables. El ácido sulfhídrico es un gas extremadamente tóxico, incoloro e inflamable, más pesado que el aire y soluble en agua, tiene un olor a huevo podrido que se percibe a concentraciones muy por debajo de su límite de exposición, que es muy bajo. Aun así, no ha de confiarse en ese olor como señal de alerta, pues los sentidos se desensibilizan casi de forma inmediata al producirse la exposición. Se necesitan detectores especiales para alertar a los trabajadores de la presencia de ácido sulfhídrico, y en presencia del gas debe utilizarse protección respiratoria adecuada. La exposición a niveles bajos de ácido sulfhídrico causa irritación, mareos y cefaleas, mientras que la exposición a niveles por encima de los límites prescritos causa depresión del sistema nervioso e incluso la muerte.

- e) **Agua amarga.** Es agua de proceso que contiene ácido sulfhídrico, amoníaco, fenoles, hidrocarburos y compuestos de azufre de bajo peso molecular. Se produce al absorber el vapor fracciones de hidrocarburos durante la destilación, en la regeneración de catalizador o al absorber el vapor ácido sulfhídrico durante el hidrotratamiento y el hidroacabado. También se genera por la adición de agua a procesos para absorber ácido sulfhídrico y amoníaco.

- f) **Acido sulfúrico y ácido fluorhídrico.** Ambos se utilizan como catalizadores en los procesos de alquilación. El ácido sulfúrico se emplea también en algunos de los procesos de tratamiento.
- g) **Catalizadores sólidos.** En los procesos de refinación se utilizan varios catalizadores sólidos diferentes, de numerosas formas distintas, desde pastillas hasta cuentas granulares o polvos, constituidos por diversos materiales y con diversas composiciones. En unidades de lecho móvil y fijo se emplean catalizadores de pastillas extruidas, mientras que en procesos de lecho fluido se usan catalizadores de partículas esféricas finas. Los catalizadores utilizados en procesos que eliminan el azufre están impregnados de cobalto, níquel o molibdeno. En las unidades de craqueo se emplean catalizadores de función ácida: arcilla natural, alúmina-sílice y zeolitas. En la isomerización y la reforma se emplean catalizadores de función ácida impregnados de platino u otros metales nobles. Los catalizadores agotados requieren medidas especiales de manipulación y protección frente a las exposiciones, dado que a veces contienen metales, aceites aromáticos, compuestos aromáticos policíclicos cancerígenos u otros materiales peligrosos, y también pueden ser pirofóricos.
- h) **Combustibles.** Los principales productos combustibles son el gas de petróleo licuado, la gasolina, el queroseno, el combustible para motores de reacción, el gasóleo diesel, el gasóleo para calefacción y el fuel residual:
- El gas de petróleo licuado (GLP). Constituido por mezclas de hidrocarburos parafínicos y olefínicos, como el propano y el butano, se produce para utilizarlo como combustible, y se almacena y manipula en fase líquida a presión. El GLP tiene puntos de ebullición que van desde aproximadamente 74°C hasta 38°C, es incoloro y sus vapores son más pesados que el aire y extremadamente inflamables.
 - Gasolina. El producto más importante de las refinerías es la gasolina para motores, una mezcla de fracciones de hidrocarburos con puntos de ebullición relativamente bajos, incluida la gasolina reformada, de alquilato,

nafta alifática (nafta ligera de destilación directa), nafta aromática (nafta de craqueo térmico y catalítico) y aditivos. Las mezclas de gasolina tienen puntos de ebullición que van desde temperaturas ambiente hasta unos 204°C, y un punto de inflamación inferior a -40°C. Las cualidades críticas de la gasolina son el índice de octano (cualidad antidetonante), la volatilidad (arranque y tapón de vapor) y la presión de vapor (control ambiental).

- Combustible para motores de reacción y queroseno. El queroseno es una mezcla de parafinas y naftenos, generalmente con menos de un 20 % de componentes aromáticos. Tiene un punto de inflamación superior a 38°C y un intervalo de temperaturas de ebullición de 160°C a 288°C, y se utiliza para alumbrado, calefacción, disolventes y para mezclarlo con gasóleo diesel. El combustible para motores de reacción es un destilado intermedio de queroseno cuyas cualidades críticas son el punto de congelación, el punto de inflamación y el punto de humo. El combustible comercial para motores de reacción tiene un rango de ebullición de aproximadamente 191°C a 274°C, y el combustible para motores de reacción de uso militar, un rango de 55°C a 288°C.
- Combustibles de destilación. Los gasóleos diesel y los de calefacción doméstica son mezclas de color claro de parafinas, naftenos y componentes aromáticos, que a veces contienen cantidades moderadas de olefinas. Los combustibles de destilación tienen puntos de inflamación superiores a 60°C y rangos de ebullición de 163°C a 371°C aproximadamente, y con frecuencia se someten a hidrodesulfuración para mejorar la estabilidad.
- Combustibles residuales. Muchos barcos, instalaciones comerciales e industriales utilizan combustibles residuales o combinaciones de combustibles residuales y de destilación, para generación de energía y calor y para procesado. Los combustibles residuales son mezclas líquidas de color oscuro y alta viscosidad de moléculas grandes de hidrocarburos, con puntos de inflamación superiores a 121°C y altos puntos de ebullición.

- i) **Gasolvente.** Solvente alifático incoloro de olor a petróleo crudo, que se obtiene de la destilación del petróleo crudo, de los cortes ligeros de la nafta; de acuerdo con sus especificaciones el 50 por ciento de su volumen debe destilar a 100°C como máximo, el 90 por ciento a 120°C y la temperatura final de destilación no debe ser mayor a 140°C. Insoluble en agua.
- j) **Gas nafta.** Solvente alifático con punto de ebullición relativamente elevado. En la prueba de destilación el destilado a 176°C debe ser como mínimo el 50 por ciento del volumen, a 190°C el 90 por ciento mínimo y la temperatura final de ebullición 210°C como máximo; debe tener un punto de inflamación relativamente alto (38°C como mínimo), libre de color y olor.
- k) **Turbosina.** Combustible para avión. Destilado del petróleo similar a la queroseno. Líquido claro, olor a aceite combustible, insoluble en agua. Conocido también con los nombres de jet fuel y combustible de reactor.
- l) **Kerosina (queroseno).** Segundo corte o fracción de la destilación del petróleo crudo (el primero es la nafta o gasolina); su color, contenido de azufre y características de ignición varían según las propiedades del crudo que provienen. Su peso específico está dentro de un rango de 0.80 a 0.83 y su punto de ignición de 66°C a 80°C. El queroseno es una mezcla de parafinas y naftenos, generalmente con menos de un 20% de componentes aromáticos. Tiene un punto de inflamación superior a 38°C y un intervalo de temperaturas de ebullición de 160°C a 288°C, y se utiliza para alumbrado, calefacción, disolventes y para mezclarlo con gasóleo diesel. El combustible para motores de reacción es un destilado intermedio de queroseno cuyas cualidades críticas son el punto de congelación, el punto de inflamación y el punto de humo. El combustible comercial para motores de reacción tiene un rango de ebullición de aproximadamente 191°C a 274°C, y el combustible para motores de reacción de uso militar, un rango de 55°C a 288°C.
- m) **Diesel.** Combustible derivado de la destilación atmosférica del petróleo crudo. Se obtiene de una mezcla compleja de hidrocarburos parafínicos, olefinicos,

nafténicos y aromáticos, mediante el procesamiento del petróleo. Es un líquido insoluble en agua, de olor a petróleo.

- n) **Emulsiones.** Mezcla amorfa de hidrocarburos, de color negro brillante, muy impermeable que, generalmente con cal o arena.
- o) **Vaselinas.** Se obtienen mediante tratamiento adecuado de determinadas fracciones del petróleo bruto. Por dicha razón, para poder utilizarse en humanos deben tener un grado de purificación llamado *grado farmacéutico* o *grado farmacopea*. Este excipiente se ha utilizado durante mucho tiempo en formulaciones cosméticas.
- p) **Aceites lubricantes.** Se utilizan como base para la elaboración de lubricantes terminados. Por su composición química pueden ser nafténicos (caracterizados por un menor índice de viscosidad) o parafínicos (alto índice de viscosidad). Algunas de las especificaciones más importantes de los lubricantes básicos son su viscosidad, punto de inflamación, temperatura de escurrimiento y color.
- q) **Grasas.** Lubricantes sólidos o semisólidos que se fabrican con un aceite lubricante y un agente que les da más densidad y consistencia. El aceite utilizado es refinado, generalmente de alto índice de viscosidad, y los agentes espesantes son jabones de aluminio, bario, litio, sodio y estroncio y sustancias como arcilla, sílice y glicerol. Se añaden además aditivos antioxidantes, inhibidores de corrosión, pigmentos orgánicos, *etcétera*.
- r) **Parafinas.** Son sólidos untuosos que se funden rápidamente y poseen cierto brillo, plasticidad y resbalosidad. Las parafinas derivadas del petróleo se obtienen como un coproducto en la fabricación de aceites lubricantes. Se separan del aceite para mejorar la fluidez de los lubricantes, y se pueden someter a diversos procedimientos para reducir el aceite que contienen y refinarlas para eliminar compuestos indeseables de azufre, nitrógeno y otros, dándoles mayor consistencia, mejor color y eliminarles cualquier olor.

- s) **Combustóleo.** Líquido oscuro, viscoso, con olor característico a chapopote, de composición compleja de hidrocarburos pesados, obtenido de la mezcla de las corrientes de residuo de vacío, aceite pesado y aceite ligero de la desintegración catalítica. Como todo este tipo de compuestos, es insoluble en agua.
- t) **Asfaltos.** Es un material de cementación sólido o semisólido de color oscuro, formado principalmente por bitúmenes. Se encuentra a veces en grandes depósitos naturales como betunes y presente en la mayoría de los petróleos crudos de donde se separa por varios procedimientos y se puede tratar para dar lugar a numerosos tipos y grados de asfalto.

I.1.4 Refinerías en México

I.1.4.1 Antecedentes

La industria petrolera en México trae consigo una amplia trayectoria, su actividad se remonta hacia finales del siglo XIX y principios del XX. Su explotación se comenzó mediante la concesión a extranjeros por parte del gobierno de Porfirio Díaz en los estados de Tabasco, Veracruz, Tamaulipas, Estado de México y Puebla. La primera compañía que comenzó a operar fue la empresa inglesa Mexican Oil Petroleum en 1904 y desde ese año comienzan a establecerse varias compañías extranjeras, principalmente estadounidenses e inglesas. Posteriormente durante la época revolucionaria se intentó que el Estado tomara control del usufructo del petróleo, situación que no fue bien recibida por los concesionarios y finalmente en 1938 se expropiaron los activos de las concesionarias para dar origen a lo que hoy es PEMEX.

Con el control del petróleo nacional se presenta la denominada segunda edad del oro del petróleo entre 1971 y 1981, período que se caracteriza por la exploración y descubrimiento de importantes yacimientos que permitió el aumento de casi 20 veces su producción y una exportación de alrededor de 12 veces.

La paraestatal PEMEX ha sido la empresa que provee de una fuerte cantidad de recursos para el gasto de la economía nacional, situación que ha mermado su desarrollo, mantenimiento y expansión. Además, la regulación legal no permite la inversión directa de

particulares y ello ha conducido a importar productos terminados y fracciones del crudo (principalmente combustibles) mientras se exporta el crudo con valor equiparado de mineral, el valor agregado junto con la infraestructura y empleos, no han sido generados en beneficio del país (Petróleos Mexicanos, 2011).

El país ha atravesado diferentes crisis económicas y aunadas a la variación del precio del crudo a nivel internacional, se llegó a hipotecar los ingresos por concepto de exportación del producto para poder enfrentar la crisis de 1994.

1.1.4.2 Situación actual

Después de enfrentar los problemas económicos, PEMEX fue reestructurada para atender de manera específica a las diversas actividades logísticas de la industria petrolera nacional para adaptarse a la dinámica mundial en este rubro. La paraestatal, hoy en día se encuentra subdividida como en los siguientes organismos descentralizados:

- a) PEMEX Exploración y Producción. Se encarga de la exploración y explotación del petróleo, así como del gas natural, su transportación y almacenamiento en terminales y comercialización de los mismos.
- b) PEMEX Refinación. Se ocupa de los procesos industriales de la refinación para el fraccionamiento de los subproductos del petróleo nacional, así como el almacenamiento, transporte, distribución y comercialización.
- c) PEMEX Gas y Petroquímica básica. Se encarga del procesamiento del gas natural, líquidos de éste y del gas artificial. También se complementa con las actividades propias del almacenamiento, transporte y venta y de sus derivados útiles como materia prima a otras actividades industriales.
- d) PEMEX Petroquímica. Se encarga de los procesos industriales petroquímicos, cuyos productos no forman parte de la petroquímica básica, así como su almacenamiento, distribución y comercialización.

A pesar de ser uno de los principales productores y exportadores del petróleo crudo, se mantiene un gran déficit en relación a los productos terminados. Por una parte, la exportación se realiza a diferentes naciones y se ha convertido en uno de los principales

abastecedores de Estados Unidos y, a su vez en un importador de productos terminados como gasolinas y combustibles primarios. La desventaja que se origina y por las condiciones de las instalaciones exponen la urgente necesidad de atender la infraestructura con que se cuenta.

Los costos que implican las diferentes incidencias y accidentes han ido en aumento debido a que la frecuencia de su ocurrencia en forma creciente, por ello es imperiosa la necesidad de emprender acciones que los mitiguen por la importancia estratégica y económica que representa para el país y sobre todo por la corriente globalizadora que ha generado una competencia férrea a nivel internacional por el posicionamiento en el comercio del crudo y sus derivados.

Las reservas probadas van presentando una fuerte disminución y por tratarse de un recurso natural no renovable, será inevitable su extinción en menor tiempo que el que se había estimado.

En la Tabla I-6 se presenta un resumen de la balanza comercial del crudo y sus principales derivados en el período de 2006 a septiembre de 2011, en ella se resalta la fuerte dependencia que se tiene del exterior y aunque la balanza es favorable por la venta del crudo (Tabla I-7), no ocurre lo mismo al no considerarse éste concepto pues se presenta un déficit en la comercialización de petrolíferos² (ver Gráfica I-2, Gráfica I-3, Gráfica I-4 y Gráfica I-5), petroquímicos, gas natural y el total en conjunto de éstos. Las cifras presentadas para el año 2011 prácticamente son iguales a las de 2008 que refleja un estancamiento en la comercialización de dichos productos

No se puede perder de vista la situación reflejada en los resúmenes estadísticos reportados por PEMEX (PEMEX, 2011) respecto de los indicadores de la refinación pues en éstos se muestra una capacidad total de refinación de 1,540 mbd de crudo y la refinación total ha ido decreciendo del 2006 al 2010. El procesamiento petrolíferos se ha mantenido en un comportamiento casi homogéneo (la producción de petrolíferos no es igual a la presentada en 2009 por criterios de agrupación, la serie presentada se muestra con la misma agrupación a partir de 2006). Mientras que la comercialización de

² Petróleo crudo y combustibles, especialmente los básicos (en estado gaseoso o líquido)

petrolíferos en el México ha tenido un incremento del 2006 hacia el 2008 y de allí hacia el 2010 se ha registrado una disminución moderada (ver Tabla I-7 y Gráfica I-6).

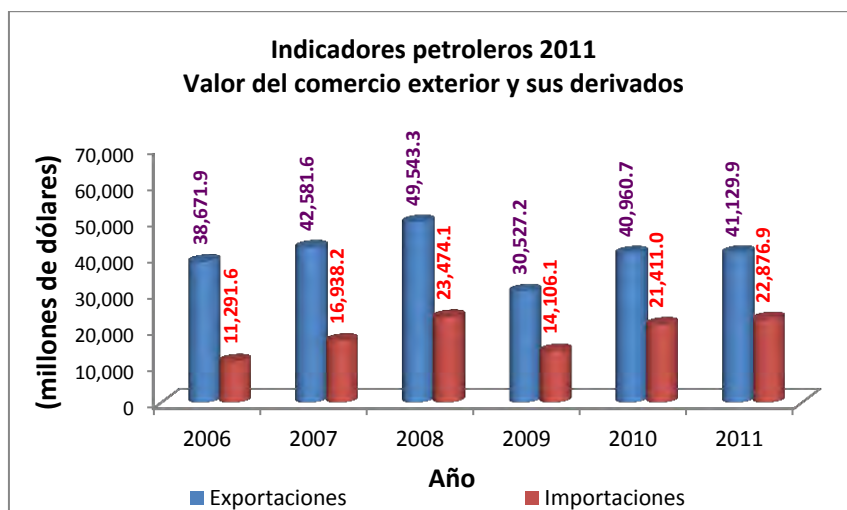
Tabla I-6. Balanza comercial de 2006 a septiembre de 2011

Año	Exportaciones (millones de dólares)					Importaciones (millones de dólares)			
	Total	Petróleo crudo	Petrolíferos	Petroquímicos	Gas Natural	Total	Petrolíferos	Petroquímicos	Gas Natural
2006	38,671.9	34,706.8	3,594.6	298.7	71.8	11,291.6	10,028.8	128.2	1,134.5
2007	42,581.6	37,937.5	4,051.5	242.1	350.5	16,938.2	15,797.5	145.0	995.7
2008	49,543.3	43,341.5	5,536.8	348.6	316.3	23,474.1	21,892.8	157.7	1,423.6
2009	30,527.2	25,605.4	4,671.0	147.3	103.5	14,106.1	13,309.8	163.5	632.8
2010	40,960.7	35,918.5	4,766.0	244.3	31.9	21,411.0	20,297.6	174.2	939.2
2011	41,129.9	36,464.8	4,469.1	194.7	1.3	22,876.9	21,767.6	99.8	1,009.6

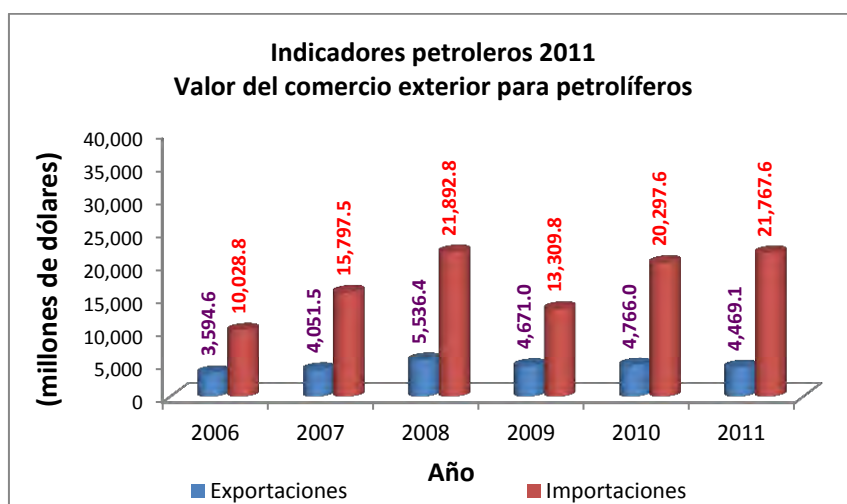
Tabla I-7. Indicadores principales de refinación de 2006 a 2010

Refinación	2006	2007	2008	2009	2010
Capacidad de destilación atmosférica (mbd)	1,540	1,540	1,540	1,540	1,540
Proceso de crudo (mbd)	1,284	1,270	1,261	1,295	1,184
Producción de petrolíferos (mbd)	1,488	1,456	1,435	1,469	1,361
<i>Variación</i>	-0.5%	-2.2%	-1.5%	2.4%	-7.4%
Ventas en el país de petrolíferos (mbd)	1,763	1,816	1,827	1,772	1,763
Ventas en el país de gasolina (mbd)	718	760	792	792	802
Importaciones / Ventas en el país de gasolina	37.6%	40.9%	43.2%	40.7%	47.8%

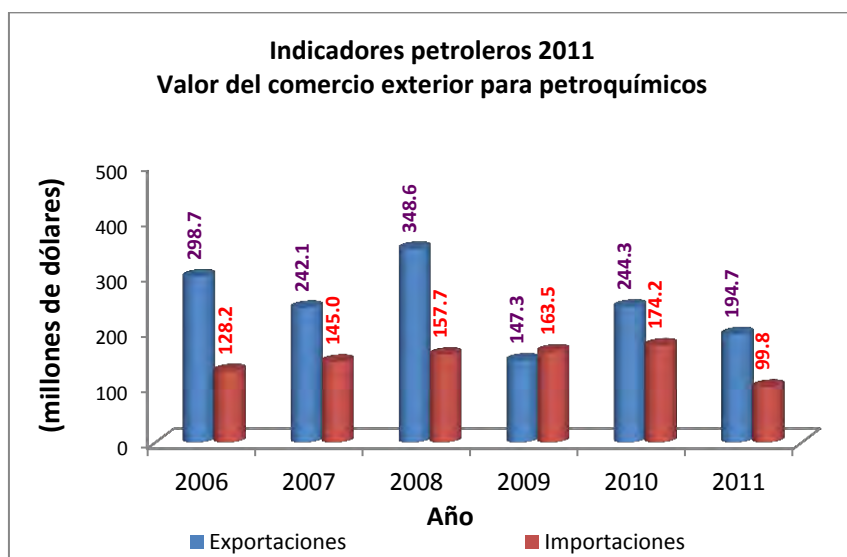
Es preocupante que el consumo de gasolinas en México ha ido en aumento de 2006 a 2008; hacia el 2009 el consumo permanece igual, pero para 2010, se presenta un aumento de 10 millones de barriles diarios; el origen de las gasolinas provienen de importaciones y porcentualmente su comportamiento es similar a la demanda del producto con la diferencia de que entre 2008 y 2009 se presenta una disminución de 2.5% y del total de las gasolinas comercializadas en 2010, el 47.8% son importadas (Gráfica I-8).



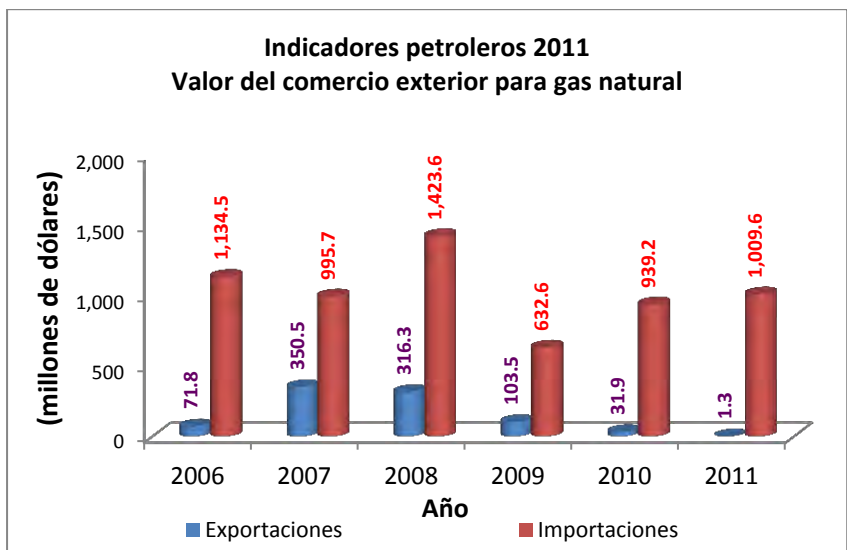
Gráfica I-2. Balanza de comercio de hidrocarburos de 2006 a septiembre de 2011



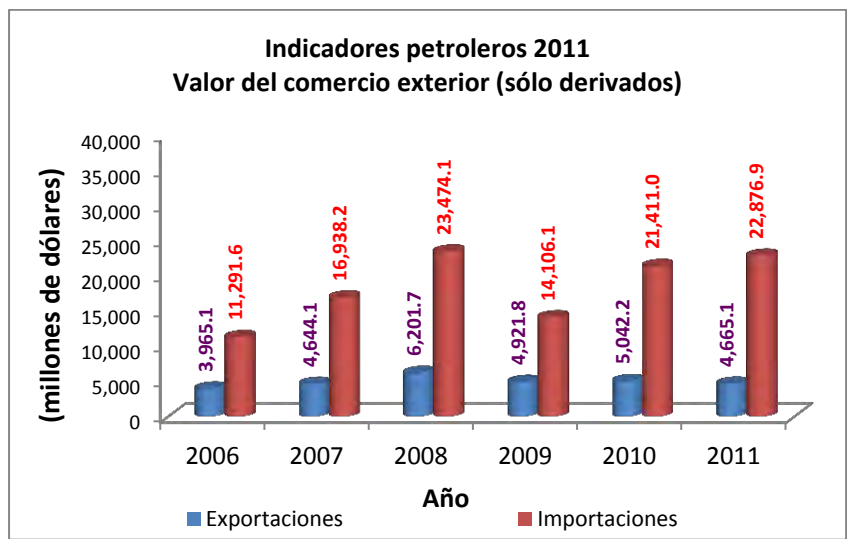
Gráfica I-3. Valor del comercio exterior para petrolíferos de 2006 a septiembre de 2011



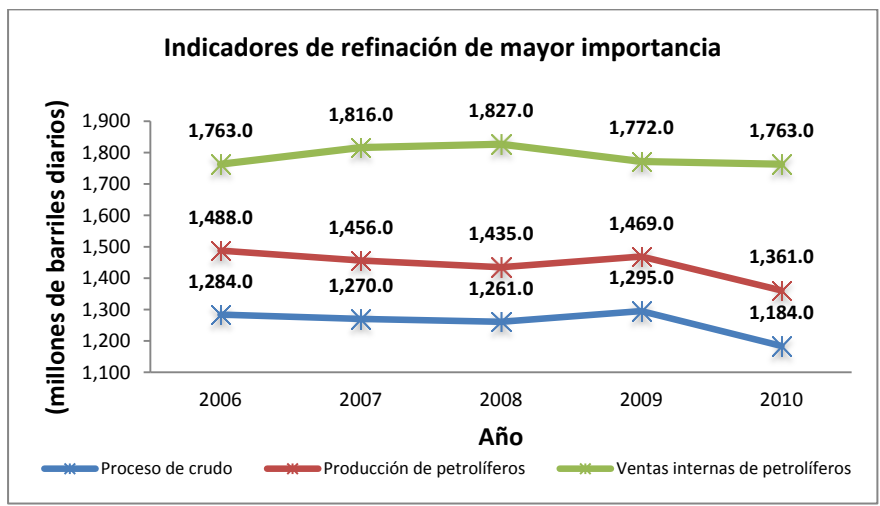
Gráfica I-4. Valor del comercio exterior para petroquímicos de 2006 a septiembre de 2011



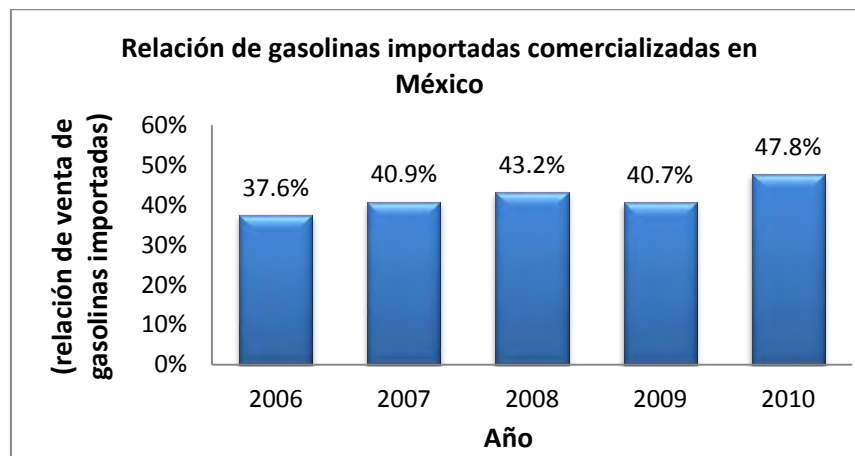
Gráfica I-5. Valor del comercio exterior para gas natural de 2006 a septiembre de 2011



Gráfica I-6. Valor del comercio exterior (productos derivados) de 2006 hasta septiembre de 2011



Gráfica I-7. Indicadores de refinación de mayor importancia de 2006 a 2010



Gráfica I-8. Relación de ventas de gasolinas importadas de 2006 a 2010

I.1.4.3 Infraestructura nacional

Actualmente se cuenta con 6 refinerías dentro ubicadas estratégicamente dentro del territorio nacional para dar cobertura y atender la demanda energética interna; adicionalmente se encuentra en proceso de construcción otra (en etapa de ingeniería básica).

A continuación se muestra la información más relevante de la infraestructura nacional relacionada con la infraestructura de refinación con que se cuenta en la actualidad.

PEMEX-Refinación es el organismo encargado de producir, distribuir y comercializar los petrolíferos que son consumidos en el territorio mexicano y es posible a través del Sistema Nacional de Refinación (**SNR**). En la Figura I-5 se muestra la ubicación de las refinerías y los principales ductos que conforman el SNR y en la Tabla I-8 se muestra en forma resumida los aspectos más importantes de la capacidad de proceso en México (PEMEX REFINACIÓN, 2011).



Figura I-5. Ubicación de refineries y ductos en el territorio mexicano

Tabla I-8. Infraestructura de refinación instalada en el SNR

Refinerías		6	
Nombre	Capacidad (mbd)	Zona de abastecimiento	
1	Cadereyta	275	Norte
2	Madero	190	Centro y Golfo
3	Minatitlán	185	Sur y Península de Yucatán
4	Salina Cruz	330	Litoral del Pacífico
5	Salamanca	245	Región Central y Lubricantes para todo el país
6	Tula	315	Distrito Federal
Oleoductos (km)		4,647	
Poliductos (km)		9,115	
Embarcaciones		Buques	7 propios y 13 arrendados
Transporte terrestre		Auto tanques	1,324 propios y 2,639 rentados
		Carro tanques	525 propios y 369 fletados
Terminales de almacenamiento		77 terminales terrestres	22 Pacífico 20 Norte 20 Centro 15 Sur
		15 terminales marítimas	9 Pacífico 5 Golfo 1 Norte
Estaciones de servicio		7,490	

Refinería Héctor R. Lara Sosa. Cadereyta, Nuevo León

Se ubica en el estado de Nuevo León, en el municipio de Cadereyta Jiménez, a 36 km al este de la ciudad de Monterrey. Sus instalaciones ocupan un área total de 489.5 hectáreas y atiende la demanda energética de los estados de Nuevo León, Coahuila, Chihuahua y en forma parcial los estados de Durango, San Luis Potosí y Tamaulipas.

Actualmente cuenta con una capacidad de refinación de 235 mbd, con el propósito de incrementarla a 270 mbd y ya se han hecho trabajos de reconfiguración en la que se incluyen 9 plantas nuevas y la ampliación de 10 ya existentes.



Figura I-6. Refinería Héctor R. Lara Sosa Cadereyta, Nuevo León

Refinería Francisco I Madero, Cd. Madero, Tamaulipas

Se encuentra localizada en el municipio de Ciudad Madero, Tamaulipas en el margen izquierdo del río Pánuco, casi en su desembocadura al Golfo de México, abastece la demanda del Centro y del Golfo. Cuenta con 20 plantas de proceso en operación, en las cuales se lleva a cabo la destilación atmosférica, destilación al vacío, desintegración catalítica, hidrotratamiento y petroquímica. Cuenta con instalaciones auxiliares, tales como la planta de fuerza, patios de tanques de almacenamiento, talleres, almacenes, muelles, estaciones de bombas del polducto Madero-Cadereyta, instalaciones para bombeo de productos petroquímicos y otras instalaciones para uso diverso.

La capacidad nominal del proceso de crudo de la refinería es de 186 mbd y se procesan 5 tipos de crudo en la refinería: crudo del yacimiento marítimo arenque, crudo producido en el distrito Tamaulipas, del municipio de Altamira; crudo Pánuco que se produce en la región de la sonda de Campeche; y crudo mezcla que consiste en una mezcla de crudo de la sonda de Campeche y el Distrito Sur.



Figura I-7. Refinería Francisco I Madero, Cd. Madero, Tamaulipas

Refinería Miguel Hidalgo. Tula, Hidalgo

Se encuentra localizada en los municipios de Tula de Allende y Atitalaquia en el estado de Hidalgo, a 82 kilómetros al norte de la Ciudad de México y tiene una capacidad para procesar 150 mbd conformada por siete plantas y para 1987 se puso en operación la planta primaria No. 2 de 165 mbd, se llega a 320 mbd de capacidad.

En 1994 Iniciaron operaciones las plantas MTBE, TAME y la planta catalítica No. 2. En 1999 entró en operación la planta H-Oil. Actualmente cuenta con una capacidad de refinación de 325 mbd.

Atiende la demanda de la zona metropolitana del valle de México, los estados de México, Hidalgo, Morelos y parte de los estados de Guerrero (incluyendo Iguala), Guanajuato, Querétaro y Celaya, de Michoacán de Ocampo, Toluca, Puebla y Cuautla.



Figura I-8. Refinería Miguel Hidalgo. Tula, Hidalgo

Refinería Ing. Antonio M. Amor. Salamanca, Guanajuato

La zona de influencia de la refinería de Salamanca comprende los estados de Aguascalientes, San Luis Potosí, Colima, Durango, Guanajuato, Hidalgo, Jalisco, Michoacán, Querétaro y Zacatecas, en los cuales se encuentran ubicadas de manera estratégica 16 terminales de almacenamiento y reparto, a través de las cuales se da cobertura a los requerimientos de combustibles.

Con acciones de modernización y expansión de sus instalaciones, en 2005 la capacidad de procesamiento era de 217 mbd. En el proyecto de modernización y construcción de obras nuevas se incluyeron obras que el proyecto Cantarell no contempla, pero que fueron necesarias para renovar tecnológicamente algunas plantas, equipos y sistemas; como por ejemplo: el sistema de circuito eléctrico que se expandió, aumentando su capacidad para soportar la entrada en operación de las plantas de Cantarell.

El proyecto de adecuación se enfocó a aumentar la producción de gasolinas ecológicas de alto octano y calidad superior, a través de la construcción de seis plantas de proceso (una reformadora de naftas con una capacidad de 22,400 barriles, una hidrodesulfuradora de naftas con capacidad de 25,000 barriles por día, una de isomerización de butanos con capacidad de 3,100 barriles por día, una planta de alquilación con capacidad de 5,000 barriles por día, una planta de MTB con capacidad de 30,000 toneladas al año, y una planta de TAME de 80,000 toneladas al año).



Figura I-9. Refinería Ing. Antonio M. Amor. Salamanca, Guanajuato

Refinería General Lázaro Cárdenas. Minatitlán, Veracruz

Abastece de combustible al mercado, incluye al sureste del país y parte de la demanda del Distrito Federal, Puebla, el sur de Veracruz, Tabasco, Campeche, Yucatán y Quintana Roo. Hoy cuenta con 27 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos. Tiene una extensión de 800 hectáreas, donde se ubican las instalaciones necesarias para procesar 190,000 barriles diarios de petróleo crudo y 30,000 barriles de líquidos de mezcla de butanos. Además cuenta con un sector ubicado en la Cangrejera Veracruz, donde existen 3 plantas que procesan diariamente 170,000 barriles de petróleo crudo tipo Maya.



Figura I-10. Refinería General Lázaro Cárdenas. Minatitlán, Veracruz

Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime. Salina Cruz, Oaxaca

Desde esta refinería se exporta crudo y destilados por las costas mexicanas del litoral del Pacífico; ocupa una superficie total de 600 hectáreas localizadas a cinco kilómetros al noreste de la ciudad y puerto de Salina Cruz, Oaxaca y es la más grande del sistema petrolero de refinación en el contexto nacional, con capacidad para procesar 330,000 bpd de crudo.

El petróleo crudo que llega a la refinería procede de Tabasco, Chiapas y la sonda de Campeche, cuenta con una capacidad de almacenaje de hidrocarburos y productos de 14 millones de barriles en 125 tanques, de los cuales 20 almacenan materias primas, tales como crudo Istmo, Maya y sus mezclas y metanol; 39 para productos intermedios como gasolina primaria, slop, base nova, queroseno primario, turbosina primaria, diesel primario,

aceite cíclico ligero, gasóleos, residuos catalíticos, aceite recuperado y 66 para productos finales: butano-butileno, propileno, gas LP, gasolina PEMEX Magna, turbosina, tractomex, diesel desulfurado, PEMEX Diesel, combustóleo, TAME y MTBE. Abastece de combustibles a Oaxaca; Tuxtla Gutiérrez, Arriaga y Tapachula, así como a los estados de Veracruz, Tabasco, Yucatán y México.



Figura I-11. Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime. Salina Cruz, Oaxaca

Refinería Bicentenario

Para poder enfrentar los retos del México de hoy y para satisfacer las necesidades de energéticos que la actividad económica requiere, se han realizado diferentes obras de ampliación o adecuación de las refinerías del SNR. Con el fin de satisfacer dichas necesidades, se encuentra en proceso de ejecución el proyecto de construcción de la refinería Bicentenario; ésta se encuentra en una superficie de 700 hectáreas cuadradas en el estado de Hidalgo en una zona próxima a la refinería Miguel Hidalgo, Tula, Hidalgo. Su distribución estará formada por 17 plantas de proceso con una capacidad de 250 mil barriles por día de crudo fresco y 73 mil barriles de residuo de vacío de la refinería Miguel Hidalgo.

En esta refinería se producirán combustibles automotores, principalmente gasolinas y diesel para abastecer a la demanda creciente de la zona metropolitana de la ciudad de México y para ir disminuyendo la importación de éstos energéticos. En la Figura I-12 se presenta la situación actual del proyecto.

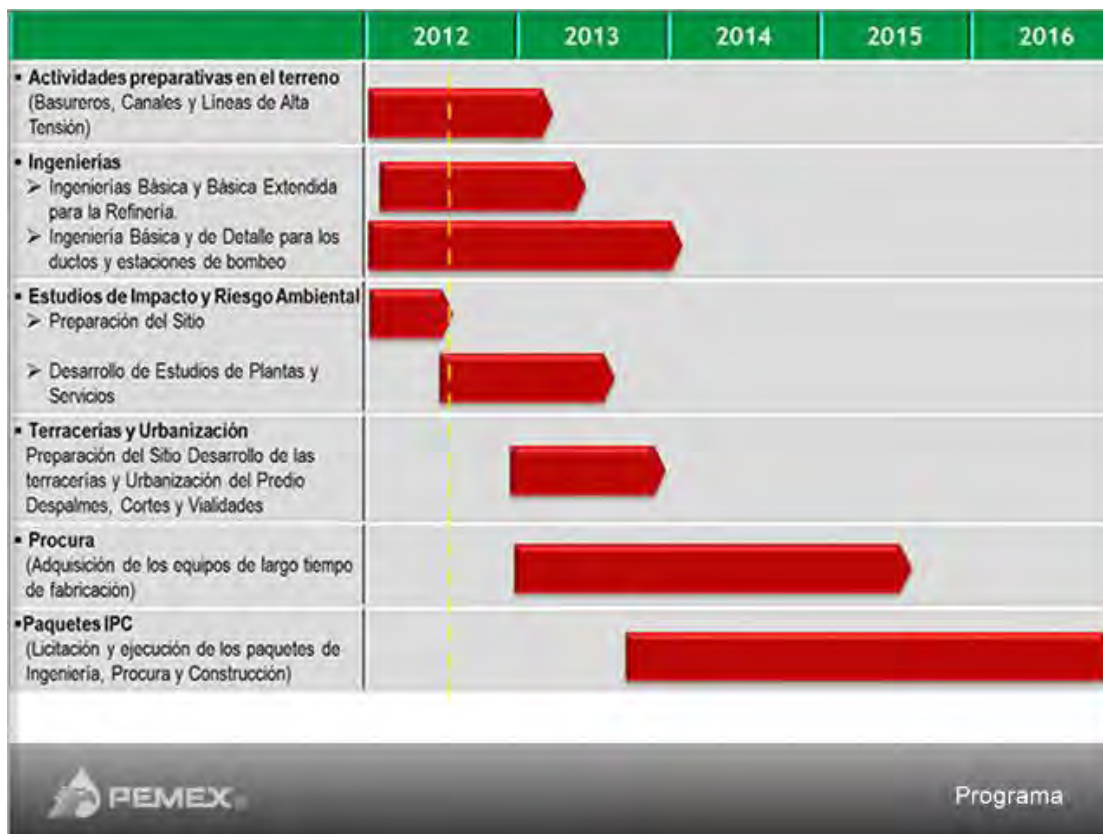


Figura I-12. Programa de ejecución de la construcción de la refinería del Bicentenario

Situación actual

Se encuentra realizándose el proyecto de ingeniería básica y de detalle para los ductos y estación de bombeo. De manera simultánea se realiza la subcontratación para los trabajos de topografía Integral (aerofotogrametría, topografía, batimetría, levantamiento geodésico y replanteo), mecánica de suelos y protección catódica. La CFE concluyó los estudios de caracterización de basureros y topografía. Se continúa con los estudios de geotecnia y geohidrología. La UNAM elaboró los estudios de impacto ambiental para el movimiento de tierras en el predio de la nueva refinería, y para los derechos de vía del oleoducto y se ha concluido la construcción de la barda perimetral de 13.4 km.

1.1.4.4 Accidentes en la infraestructura del SNR

No existe suficiente información de dominio público sobre los accidentes que ocurren dentro del SNR. Sin embargo, existen diferentes noticias en los medios de prensa locales y materiales audiovisuales publicados por testigos internos y externos de las instalaciones petroleras de México.

Los accidentes que se presentan con mayor frecuencia se pueden agrupar en: fugas, explosiones, derrames e incendios. Todos estos eventos también se presentan en oleoductos y terminales de distribución cuyo origen se encuentra ligado a la ordeña de combustibles; las consecuencias se han reflejado en daños a la infraestructura, al entorno, lesiones y muerte de trabajadores y habitantes de las regiones en donde han ocurrido los accidentes.

Los equipos que son afectados con mayor frecuencia se ubican en las recuperadoras de vapores, reformadoras de naftas, hidrosulfuradoras y recuperadoras de azufre, reformadoras de alcohol isopropílico, estaciones de bombeo y almacenamiento, desparafinadoras de aceites lubricantes y en desasfaltadoras de aceites lubricantes.

Los accidentes de importancia se han registrado, están relacionados con la fuga de hidrógeno, fallas en reactores catalíticos, fuga de ácidos y fallas generales en todos los procesos de refinación. En las instalaciones complementarias se han presentados varios casos de caída de rayos a los depósitos de productos terminados, caída de empleados en fosas de azufre líquido y lesiones al personal por no acatar las medidas de seguridad.

El deterioro de la infraestructura y la falta de mantenimiento suficiente en tuberías, válvulas, columnas, sistemas de control (incluyendo sensores y servomecanismos), producción y recuperación de vapor, intercambiadores de calor, además de fallas en la producción y suministro de energía eléctrica son los precursores de los accidentes.

I.2 Análisis de riesgo

A nivel industrial, las fallas en los sistemas, componentes o productos, pueden ocasionar en el mejor de los casos, pérdida de imagen y competitividad, pero también han provocado accidentes de grandes y de graves dimensiones. Los productos y sistemas se han vuelto cada vez más complejos y se espera que sean altamente confiables (Soler Anguiano & Álvarez Echeverría, 2009).

Debido a la existencia de peligros en las instalaciones industriales, se hace necesario manejar adecuadamente los siguientes riesgos para reducir al mínimo los impactos adversos:

- Condiciones o causas que conduzcan a los accidentes que involucran derrames importantes (por ejemplo, en tuberías, conexiones flexibles, filtros, válvulas, recipientes, bombas, compresores, tanques, chimeneas, etc.);
- Condiciones de salud y bienestar ocupacional, y de seguridad en el trabajo.

I.2.1 Peligros y riesgos

Los eventos o sucesos que no son esperados por los individuos (por lo general), ocurren en cualquier momento de la vida cotidiana y forman parte de la vida humana de diversas maneras. Un accidente es un evento o situación en la que los seres humanos y la naturaleza en general, pueden estar sujetos a sus efectos o daños que pueden ser irreversibles (en muchos casos).

Entre las causas de accidentes más comunes se tienen:

- a) Fallas mecánicas en los equipos
- b) Eventos externos
- c) Error humano
- d) Error de diseño, operación, mantenimiento o construcción
- e) Fatiga y corrosión de materiales
- f) Condiciones meteorológicas, pérdidas en ganancias
- g) Sabotajes

El término *riesgo* se confunde con *peligro* (por una traducción ambigua). Sin embargo, *riesgo* se encuentra asociado con la probabilidad de que ocurra algún *peligro* específico, mientras que el término *peligro* se refiere a una amenaza potencial a los humanos y a su bienestar por lo que el *peligro* es la consecuencia del *riesgo*.

Se entiende por *peligro* a todas las características físicas o químicas de un material, sistema, individuo, proceso, sustancia, *etc.*, que tienen el potencial de causar o infringir algún daño o perjuicio a las personas, ambiente, propiedades, *etc.*

Se entiende por *riesgo* a la medida o cuantificación de un daño potencial, impacto o pérdida en términos de su severidad y probabilidad. Es decir, el *riesgo* involucra la probabilidad de que un evento no deseado pueda ocurrir y sobre todo, también incluye la

severidad de la consecuencia de que dicho evento ocurra (Soler Anguiano & Álvarez Echeverría, 2009).

Además de la precisión anterior, se han propuesto otras definiciones de riesgo: “situación que puede conducir a una consecuencia negativa no deseada en un acontecimiento”, o “probabilidad de que suceda un determinado peligro potencial” (entendiendo por peligro una situación física que puede provocar daños a la vida, a los equipos o al medio), o aún “consecuencias no deseadas de una actividad dada, en relación con la probabilidad de que ocurra”.

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

$$\text{Riesgo} = \text{frecuencia} \cdot \text{magnitud de consecuencias}$$

Así, si un accidente tiene una frecuencia estimada de una vez cada 50 años y sus consecuencias se estiman en un centenar de muertos, el riesgo es 2 muertos año⁻¹. O, si el accidente con la misma frecuencia produce unas pérdidas evaluadas en 300 millones de pesos, el riesgo es de 6 millones de pesos por año (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999).

I.2.2 El análisis de riesgo en las instalaciones industriales

El primer paso para el análisis y la evaluación de riesgo, corresponde con la identificación de los diferentes accidentes que razonablemente se pueden producir en una determinada instalación.

Las técnicas de identificación de peligros no se limitan sólo a la individualización de los accidentes mayores, sino también a la posibilidad de que se produzcan otros incidentes relacionados con el funcionamiento del proceso. Las técnicas de identificación de peligros dan respuesta a las preguntas ¿qué puede funcionar mal? Y ¿por qué razón? La respuesta a otras preguntas como ¿con qué frecuencia? Y ¿qué efectos tiene? se resuelven con otras técnicas probabilísticas y determinísticas del análisis.

Para poder determinar la gravedad de un riesgo, es necesario llevar a cabo un estudio sistemático utilizando métodos analíticos a nivel de sistemas y subsistemas en donde se localizan los riesgos posibles. El estudio sistemático se conoce como un análisis de riesgos y puede ser realizado en forma cualitativa, semicuantitativa o cuantitativa. Todo dependerá de la información con que se cuente sobre registros históricos relevantes de eventos o accidentes dentro de las instalaciones objeto de estudio.

Se puede considerar al análisis de riesgos dentro de las instalaciones industriales como un proceso técnico y científico enfocado a que la situación de riesgos en una situación dada son moldeados y cuantificados (Ayuub, 2003). Los análisis de riesgos permiten reconocer tres aspectos fundamentales de los sistemas se utilizan para el estudio minucioso los cuales son: los peligros, la probabilidad de un evento y las consecuencias de dicho evento en el sistema en que surge. La finalidad de los análisis tienen como objetivo principal responder a tres interrogantes, mismas que al ser contestadas pueden arrojar un panorama más extenso de los riesgos implicados en una actividad o evento. Las preguntas a responder son ¿qué podría salir mal?, ¿cuál es la probabilidad de que algo salga mal y desencadene un evento no deseado?, y ¿cuáles son las consecuencias si algo sale mal?

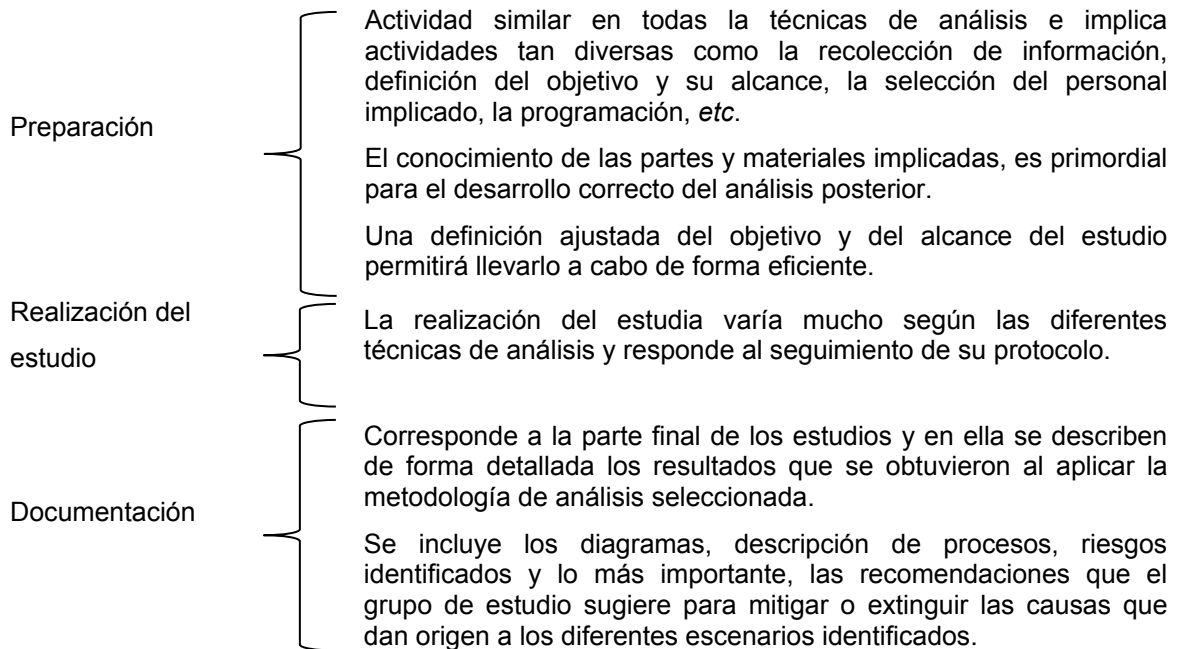
El proceso racional de identificación se realiza en dos fases bien diferenciadas: la primera para detectar accidentes posibles, y la segunda para la caracterización de sus causas, o sea, los sucesos o cadenas de sucesos que provocan el incidente no deseado. La primera fase es relativamente sencilla, pero debe realizarse con mucha atención ya que define el desenlace de la segunda.

Se diferencian dos grandes categorías en las que se agrupan las metodologías más utilizadas para determinar el riesgo en las instalaciones industriales:

- Métodos cualitativos: auditoría de seguridad (*safety review*), análisis histórico de accidentes, análisis preliminar de peligros (*Preliminar Hazard Analysis, PHA*), listados de control (*check lists*), ¿qué pasa si...? (*what if...?*), análisis de peligro y operabilidad (*HAZard and Operability analysis, HAZOP*) y análisis de modo de fallo y efectos (*Failure Modes and Effect Analysis, FMEA*).

- Métodos semicuantitativos: índice *Dow*, índice *Mond*, índice *SHI* y *MHI* (*Substance Hazard Index in Material Hazard Index*), árboles de fallos (*Fault Tree, FT*) y árboles de eventos (*Event Tree, ET*).

Todas las técnicas se realizan en tres etapas: preparación, realización del estudio y su documentación.



Todas las técnicas se pueden aplicar a las diferentes etapas de la vida de los procesos industriales: diseño, construcción, puesta en marcha y funcionamiento de una operación normal, modificaciones del proceso y desmantelamiento o abandono de las instalaciones. La identificación oportuna de los accidentes potenciales en las primeras etapas del diseño mejorará la eficacia de las medidas que permiten reducir el riesgo y al mismo tiempo disminuye los costos de su implementación.

Cada técnica de análisis tiene características distintas, lo que las hace apropiadas para aplicarse a diferentes etapas de la vida de una instalación o para proporcionar un nivel de detalle del estudio diferente. La elección de la técnica para emplearse en el proceso de análisis, se debe efectuar a partir del conocimiento de las ventajas y desventajas de cada una de éstas. También dependerá de la estimación correcta de la duración del estudio (siempre ligado a aspectos económicos). Una estimación inadecuada de cualquiera de los aspectos a considerar puede conducir a terminar con el estudio o

producir resultados inadecuados a los objetivos planteados. En la Figura I-13 se presentan las técnicas de análisis que se utilizan normalmente en las diferentes etapas de la vida de las instalaciones de proceso.

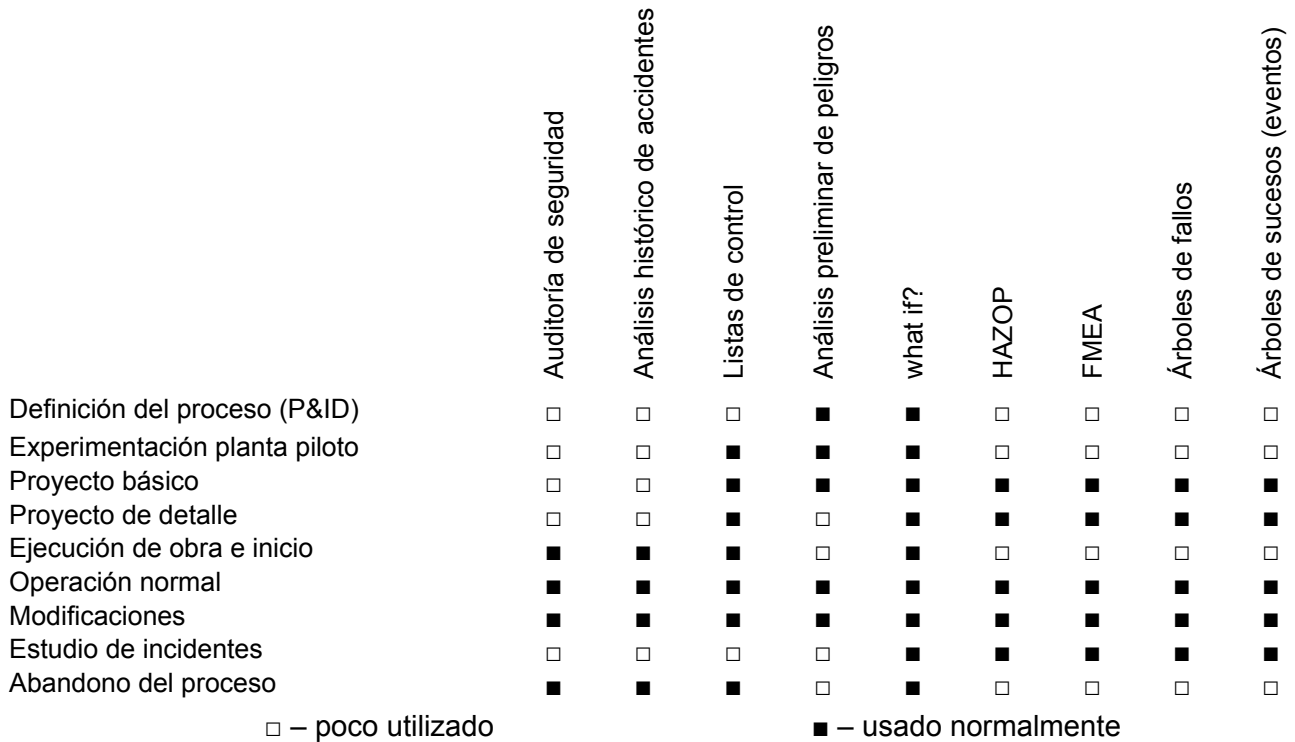


Figura I-13. Uso de las técnicas de identificación de riesgo

Los estudios que se realizan utilizando las técnicas indicadas en la figura anterior, son de tres tipos y se deben incluir en las conclusiones de los mismos:

- Listado de situaciones peligrosas
- Valoración de las situaciones
- Medidas dirigidas a la reducción del riesgo asociado

No todas las técnicas tienen que propiciar estos tres tipos de resultados; de hecho, muchas de ellas simplemente, deben identificar el problema, mientras que otras tienen que priorizar y proponer medidas correctoras. Las auditorías de seguridad, el análisis histórico de accidentes, *check list*, el análisis preliminar de peligro y los índices *Dow*, *Mond*, *SHI* y *MHI* sólo proporcionan una idea inicial del peligro general en la instalación a estudiar. Los análisis *what if*, *HAZOP* y *FMEA* permiten tener un panorama más detallado del peligro intrínseco y de operación de la instalación. Los árboles de fallas y de eventos dan un

elevado nivel de detalle en situaciones de gravedad extrema (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999, págs. 41-76).

A continuación se muestra una recopilación de información sobre las técnicas que son más utilizadas en la ingeniería de seguridad.

1.2.2.1 Análisis histórico de accidentes

Es una técnica orientada a la búsqueda de información de accidentes industriales ocurridos en el pasado dentro y fuera de la planta industrial, se considera como una técnica cualitativa aunque también permite obtener información numérica sobre la ocurrencia de los accidentes de forma significativa y permite un análisis estadístico. En muchos casos, el número de accidentes registrados es demasiado elevado como para poder realizar una deducción de información significativa (por ejemplo, en la operación de carga y descarga de fluidos o por la acumulación de un líquido inflamable derramado cerca de un depósito que también lo contiene).

En la actualidad se recoge información tanto de accidentes como de confiabilidad de componentes en actividades muy diversas:

- Centrales nucleares
- Transporte y aviación
- Transporte de mercancías peligrosas
- Industria química y afines
- Plataformas petroleras
- Construcción
- Tratamiento médico, *etc.*

Todas las condiciones que se mencionan han justificado la necesidad de establecer bases de datos. La forma como se debe recolectar y archivar la información está normada por organismos internacionales de seguridad como la OSHA y la Agencia Europea para la Seguridad y la Salud. En la Tabla I-9 se presenta una lista de las bases de datos más utilizadas para el análisis histórico de riesgos y peligros.

Tabla I-9. Bases de datos más utilizadas sobre accidentes históricos

Base de datos	Cobertura
MHIDAS	Se comercializa a nivel mundial en formato CD y contiene el detalle de por lo menos 7 mil accidentes
FACTS	Contiene la documentación detallada de más de 15,000 accidentes registrados en más de 60 años
SONATA	Es una base de datos que contiene información menos detallada que MHIDAS pero más que FACTS. Contiene información de un número menor de accidentes
MARS	Contiene información de accidentes que se han registrado en la Unión Europea y con información muy detallada de los casos que mantiene

La técnica no se encuentra suficientemente estructurada, el acceso a la información se puede hacer mediante patrones de búsqueda (por ejemplo, explosiones) o mediante palabras para acotar la misma (por ejemplo, explosiones en refinerías). Una vez que se obtiene la información que es de interés, ésta se ordena para realizar análisis estadísticos que permitan la interpretación del tema de interés y su uso depende del estudio de seguridad que se esté realizando por lo que no hay algún formato o estructura para su uso.

1.2.2.2 Lista de control (check list)

Es una técnica que emplea una lista de preguntas que se encuentran relacionadas con los puntos de interés de un proceso y cuyas posibilidades de respuesta son *si* o *no*. Se utilizan para determinar la adecuación de los equipos, procedimientos, materiales, *etc.*, a un determinado procedimiento o reglamento establecido por la propia organización industrial basado en experiencia y en los códigos de diseño y operación. Se pueden aplicar en cualquier fase de un proyecto o modificación de la planta.

Permite comprobar con cierto detalle la adecuación de las instalaciones y constituye una buena base de partida para complementarlas con otros métodos de información que tienen un alcance superior al por los reglamentos e instrucciones técnicas.

La lista de preguntas se elabora con base a las especificaciones de un proceso con el propósito de determinar si los parámetros del procedimiento se encuentran dentro de las condiciones esperadas por los diferentes componentes o etapas del diseño. Al terminar de aplicar la lista de verificación a las condiciones actuales de interés, el análisis arrojará información que permitirá a la gerencia de proyectos o de operaciones responsable de una

planta para determinar las posibles causas que pudieran dar origen a fallas o peligros mayores y tendrá la posibilidad de convocar a la gerencia de seguridad para realizar un análisis más profundo mediante otra técnica para emprender las medidas necesarias para reducir los riesgos identificados.

En la Tabla I-10 se muestra un ejemplo de una lista de verificación (*check list*) que ha sido publicada en la revista BIOCYT (Yañez-Vargas, 2008).

Tabla I-10. Ejemplo de una lista de verificación

Condiciones generales de seguridad e higiene en el trabajo	Si tiene	No tiene	Observaciones
Información general			
Descripción del proceso productivo			
Reglamento interior de trabajo			
Prevención, protección y combate contra incendio			
Autorizaciones de generadores de vapor y recipientes sujetos a presión			
Operación y mantenimiento de maquinaria y equipo			
Instalaciones eléctricas			
Herramientas			
Manejo, transporte y almacenamiento de materiales en general, materiales y sustancias químicas peligrosas			
Ruido			
Radiaciones ionizantes			
Sustancias químicas contaminantes, líquidas o gaseosas			
Agentes contaminantes biológicos			
Presiones ambientales anormales			
Condiciones térmicas del medio ambiente de trabajo			
Iluminación			
Ventilación			
Equipo de protección personal			
Comisión de seguridad e higiene (NOM-019-STPS-2004)			
Avisos y estadísticas de accidentes y enfermedades de trabajo			
Soldadura de corte			
Mantenimiento de instalaciones eléctricas			
Programa de seguridad e higiene en el trabajo (para empresas de cien o más trabajadores)			
Capacitación			
Servicios preventivos de medicina del trabajo			

1.2.2.3 What if

Se trata de la técnica más utilizada para obtener un panorama más general y rápido de la seguridad que se tiene sobre un proceso o conjunto de procesos dentro de una instalación industrial, se trata de un procedimiento metodológico que se caracteriza por ser empleado en cualquier fase de los proyectos y basta con que se tenga un conocimiento básico en los procesos por parte de las personas que lo elaboran y cierta disposición mental para combinar o sintetizar las desviaciones posibles, por lo que normalmente es necesaria la presencia de personal (facilitadores) con amplia experiencia para poder llevarlo a cabo.

Por las características de la técnica se puede emplear junto con otras técnicas de tipo cuantitativo y con ello, estimar con mayor precisión los riesgos y sus efectos que se pudieran desencadenar dentro y fuera de las instalaciones, el entorno y a las personas.

La técnica es un método inductivo que utiliza información específica de un proceso para generar una serie de preguntas que son pertinentes durante el tiempo de vida de una instalación, así como cuando se introducen cambios al proceso o a los procedimientos de operación. Consiste en definir tendencias, formular preguntas, desarrollar respuestas y evaluarlas, incluyendo la más amplia gama de consecuencias posibles (Castañeda Macías, 2011).

La finalidad del método *what if* se centra en tres aspectos:

- Identificar las condiciones y situaciones peligrosas posibles que pueden resultar de barreras o controles que no son adecuados
- Identificar eventos que pudieran provocar accidentes mayores
- Recomendar las situaciones requeridas para iniciar el proceso de reducir el riesgo en una instalación así como para mejorar la operabilidad dentro de la misma

Esta técnica se enriquece en sesiones de trabajo con equipos multidisciplinarios en el que la colaboración de los participantes, aportan sus conocimientos y experiencias en las sesiones de análisis mediante una lluvia de ideas (*brainstorm*).

Generalmente, el secretario escribe todas las preguntas en hojas de registro, pizarra o mediante el uso de software comercial (Excel) o especializado. Después, las preguntas se dividen en distintas áreas de investigación (usualmente relacionadas con consecuencias de interés), como por ejemplo seguridad eléctrica, protección contra incendios, o seguridad personal. Cada área es subsecuentemente analizada por un grupo o por una o más personas con los conocimientos suficientes. Puede que no haya un orden o patrón específico en las preguntas, a menos que el facilitador (o líder del grupo) establezca un patrón lógico; por ejemplo, dividir el proceso en sistemas funcionales. Las preguntas pueden referirse a cualquier condición anormal relacionada con la planta, no sólo con fallas en los equipos, componentes o variaciones del proceso.

En su forma más simple, la técnica del análisis *what if* genera una lista de preguntas y respuestas a cerca de las diferentes partes del proceso. También puede resultar en una lista tabular de situaciones riesgosas (sin una priorización o implicación cuantitativa para los escenarios de riesgo potenciales).

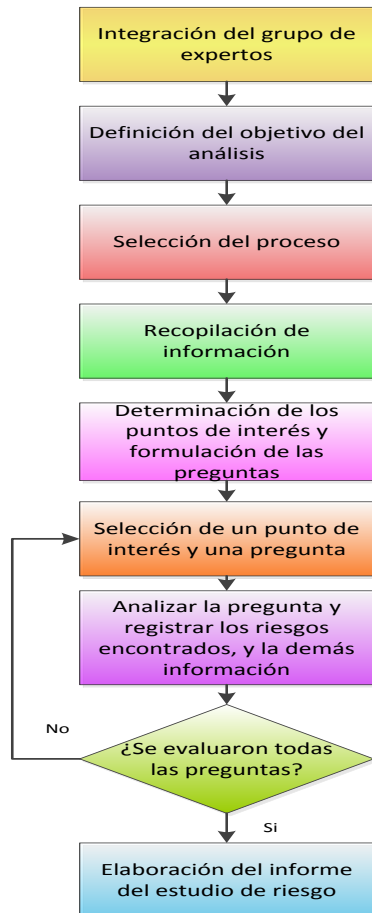


Figura I-14. Estructura de la técnica

Formalización de la técnica

En la Figura I-14 se muestra en forma esquemática las diferentes etapas que conforman la técnica, en seguida se hace una descripción de la misma:

a) Integración del equipo de expertos

El gerente de planta o de operaciones o a petición del mismo, se contrata a un facilitador experto en la metodología para la identificación y realización de un estudio rápido con el fin de identificar las condiciones de riesgo para que, en conjunto con los integrantes de las diferentes áreas de la planta implicadas identifiquen la necesidad de realizar ajustes en los procedimientos o integrar otros que tiendan a disminuir los riesgos latentes.

b) Definición del objetivo del análisis

En una sesión inicial se integran los participantes convocados para definir el objetivo que se espera alcanzar con las sesiones posteriores durante la aplicación de la técnica y establecer acuerdos para el logro del mismo.

c) Definición del proceso

El facilitador explica al equipo de análisis la metodología que se utilizará durante el proceso de identificación de los riesgos y si es necesario, se apoyará con la experiencia de los participantes en sus respectivas áreas y así con sus aportaciones se pueda enriquecer el estudio.

d) Recopilación de información

El facilitador junto con el responsable de procesos y de seguridad recopilan la información detallada de los procesos dentro de la planta, además de la información de procesos y sus detalles mediante diagramas P&ID, diagramas de tuberías con sus especificaciones y de las salvaguardas con que se cuenta para actuar ante situaciones de emergencia. La información se comparte con el resto de los integrantes para que se analice y se preparen para iniciar el estudio. Se prepara un equipo de cómputo y el software necesario, además de

hojas de rotafolio, pizarrones, plumones y demás que se consideren de utilidad.

e) *Determinación de los puntos de interés y preparación de las preguntas*

Con base en los materiales recopilados, se reúnen los expertos en un lugar propicio, cómodo y con los medios necesarios para dar inicio a la sesión inicial del estudio. En esta sesión, los expertos determinan los puntos de interés que hayan considerado pertinentes y se marcan en una copia de los diagramas de proceso las intenciones de análisis particulares y se analizan cada uno de ellos para formular una serie de preguntas *what if* que servirán para evaluar las condiciones de riesgo en el proceso que se analiza. Cuando se cuenta con una lista de verificación (*check list*), ésta puede servir de partida para la elaboración de las preguntas.

f) *Aplicación de la metodología*

En diferentes sesiones (algunos autores recomiendan que no sean más de 4 ó 5) y con una duración corta (no más de 5 horas), los expertos seleccionan uno de los puntos de interés y seleccionan una de las preguntas que se elaboraron en la etapa anterior. Por medio de una lluvia de ideas, se identifican los peligros que puedan presentarse, identifican las consecuencias que tiene asociadas, se determina si existen salvaguardas y si no, se proponen las que se consideren, se proponen y emiten recomendaciones; toda la información recopilada, se va asentando en una forma tabular similar a la que se muestra en la Figura I-15 el uso de software especializado coadyuva a agilizar el proceso. El encargado de realizar el registro de la información es el secretario o escriba del equipo de expertos. El proceso continúa hasta evaluar cada una de las preguntas relacionadas con el punto de interés identificado en las primeras sesiones del estudio.

g) *Elaboración de informe y conclusiones*

Al finalizar el análisis de cada uno de los puntos de interés y sus respectivas preguntas, se agrupan todas las tablas que recolectan la información que se

generó para elaborar un informe en donde se indican los diferentes escenarios que fueron identificados con sus riesgos respectivos, las recomendaciones, salvaguardas y demás información que sean relevantes sobre el estudio de la planta o proceso seleccionado.

Dentro de la información anexa a los informes, se debe incluir los diagramas P&ID modificados y si hubiera otro tipo de diagramas (como ejemplo, de tuberías), de igual manera se debe anexar.

Se debe enfatizar que el proceso de evaluación e identificación de los escenarios de riesgo y sus posibles consecuencias de manera sistemática. Es decir, se deben sentar las bases para que el proceso o planta analizada, pueda ser revalorada de manera constante para depurar los riesgos y peligros por lo que una vez que sean implementadas las medidas para mitigar los eventos no deseados, se debe realizar otro análisis para constatar que las medidas que se ponen en marcha, efectivamente han logrado los fines esperados.

HOJA DE TRABAJO DEL ANÁLISIS WHAT IF

Área: _____
 Fecha: _____

Miembros del equipo: _____
 Página: _____

ITEM	WHAT IF...	PELIGRO	CONSECUENCIAS	SALVAGUARDAS	RECOMENDACIONES	COMENTARIOS

Figura I-15. Ejemplo de una hoja de registro *What If*

Ejemplo

En forma simplificada, se trata de un proceso de fabricación continua de fosfato diamónico (DAP) por reacción de ácido fosfórico con amoníaco. Si se reduce la proporción del ácido fosfórico, la reacción no se completa y se desprende amoníaco. Si se reduce el amoníaco, se obtiene un producto seguro pero indeseable. En la Figura I-16, se muestra el proceso con el que se obtiene el fosfato diamónico (Soler Anguiano, 2011).

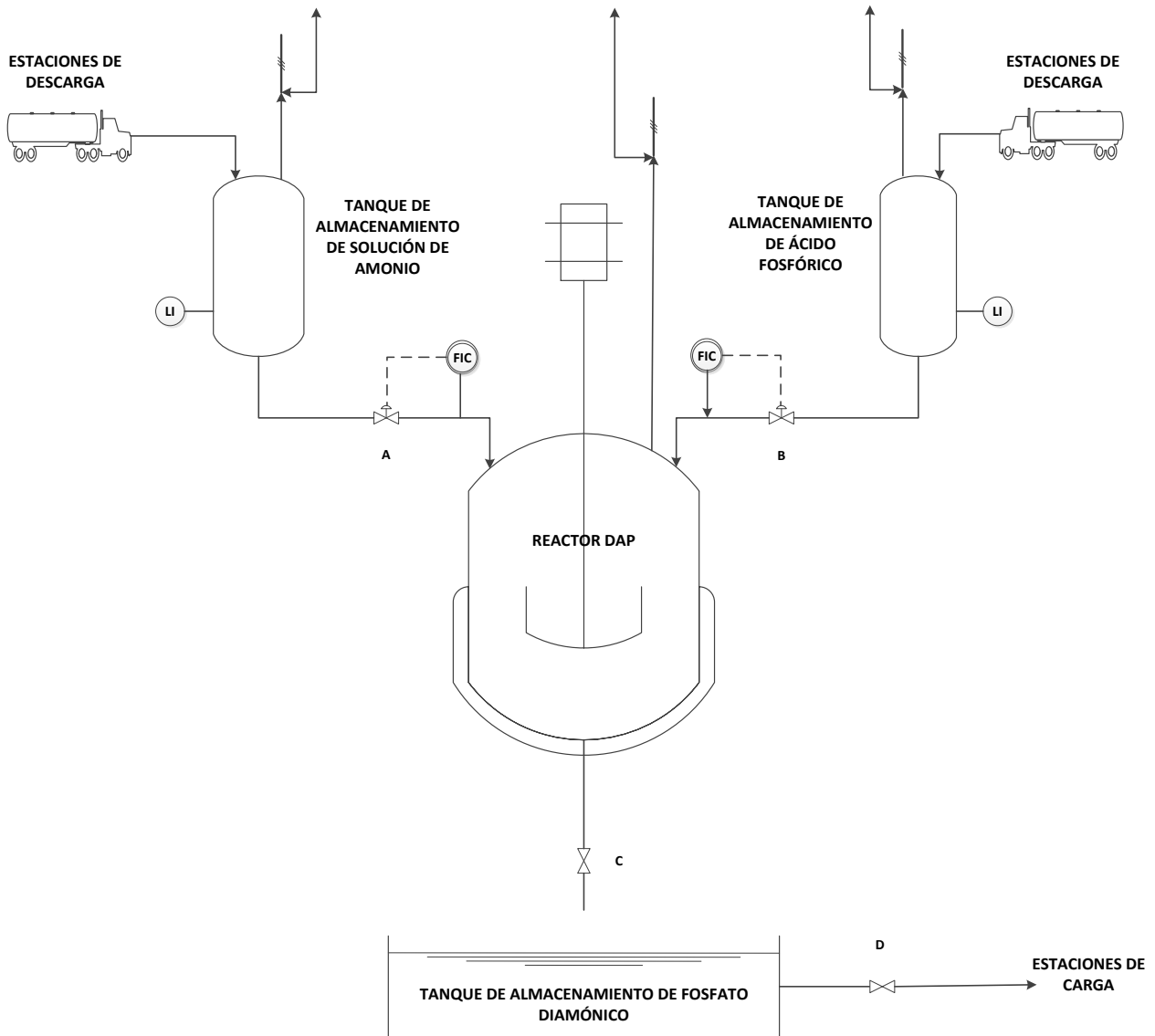


Figura I-16. Diagrama de producción del fosfato diamónico

HOJA DE TRABAJO DEL ANÁLISIS WHAT IF

Área: Procesos
 Fecha: 29-Abril-2010

Miembros del equipo: Juan y Paco
 Página: 1

ITEM	WHAT IF...	PELIGRO	CONSECUENCIAS	SALVAGUARDAS	RECOMENDACIONES	COMENTARIOS
1	Se adiciona un material diferente al ácido fosfórico	Sobrepresión, fuga de materiales o proceso sin reacción	Reacciones potencialmente riesgosas de ácido fosfórico o amonio con ciertos contaminantes podrían tener lugar o una productos fuera de especificaciones de calidad	Proveedor confiable de materia prima. Procedimientos de manejo de materiales dentro de la planta.	Asegurarse de que los procedimientos, de etiquetado, manejo, y recibo de materias primas existan y sean los adecuados.	
2	La concentración del ácido fosfórico es muy baja	Fuga de materiales tóxicos	Amonio sin haber reaccionado, puede ser conducido hasta el tanque de almacenamiento del producto terminado y ser liberado al ambiente	Proveedor confiable de materias primas Alarma y detector de amonio	Verificar la concentración del ácido fosfórico antes del llenado al tanque de almacenamiento	
3	El ácido fosfórico está contaminado	Productos fuera de calidad o contaminación de los mismos	Reacciones potencialmente riesgosos de ácido fosfórico o amonio con ciertos contaminantes podrían tener lugar o una producción fuera de calidad	Proveedor confiable de materias primas. Procedimiento de manejo de materiales dentro de la planta	Asegurarse que los procedimientos, de etiquetado, manejo y recibo de materias primas existan y sean las adecuadas.	
4	La válvula B está cerrada u obstruida	Fuga de materiales tóxicos	Amonio sin haber reaccionado, puede ser conducido hasta el tanque de almacenamiento de producto terminado y ser liberado al ambiente	Mantenimiento periódico adecuado. Alarma y detector de amonio. Indicador de flujo en la línea de ácido fosfórico.	Instalar una alarma de paro (en la bomba A) al detectar flujo bajo a través de la válvula B.	
5	Se adiciona una proporción muy elevada de amonio dentro del reactor.	Fuga de materiales tóxicos	Amonio sin haber reaccionado, puede ser conducido hasta el tanque de alimentación de producto terminado y ser liberado al ambiente.	Alarma y detector de amonio. Indicador de flujo en la línea de ácido fosfórico.	Instalar una alarma en la línea de paro (en la bomba A) al detectar flujo alto a través de la válvula B.	

1.2.2.4 Metodología HAZOP

El análisis de peligros y operabilidad (*HAZard and OPerability analysis*, HAZOP) conocido también como *análisis funcional de operabilidad* (AFO), fue diseñado inicialmente en Inglaterra en la década de los setenta por la compañía Imperial Chemical

Industries (ICI) para aplicarlo al diseño de plantas de fabricación de pesticidas (McDonald, 2009).

Objetivos de un estudio *HAZOP*:

- Identificación y evaluar peligros dentro de procesos u operaciones planeadas
- Identificar problemas significantes de operación o de calidad
- Identificar y evaluar peligros dentro de procesos u operaciones planeadas

Los trabajos de mantenimiento incluyen el aislamiento, la preparación y la remoción se consideran como áreas importantes para estudiar porque a menudo crean peligros y problemas de operabilidad.

Quizás el ejemplo representativo, es el caso del paro de bombas y su desmontaje para mantenimiento. Se requiere de una persona experimentada en mantenimiento sobre el estudio *HAZOP*, quien identificará rápidamente que no se cuenta con una válvula de aislamiento para retirar la bomba en línea de mantenimiento o de soporte. Existen productos químicos peligrosos involucrados, el aislamiento tiene que adecuarse para drenar con toda facilidad su contenido para que se pueda retirar de manera segura la bomba.

Revisión de la técnica *HAZOP*

Todo el proceso se puede resumir en 4 pasos (fases) secuenciales que pueden servir como guía para efectuar un estudio de identificación de riesgos y peligros, este proceso se muestra en la Figura I-17.

Fase de examinación

Las bases de *HAZOP* se encuentran en la “examinación de las palabras guías” de las partes de una planta o sistema para encontrar desviaciones creíbles en el diseño de un proceso o planta. Se considera una técnica inductiva porque se incluyen cambios a las condiciones para las que se realizó el proyecto en estudio con la finalidad de determinar si los cambios producen efectos problemáticos.

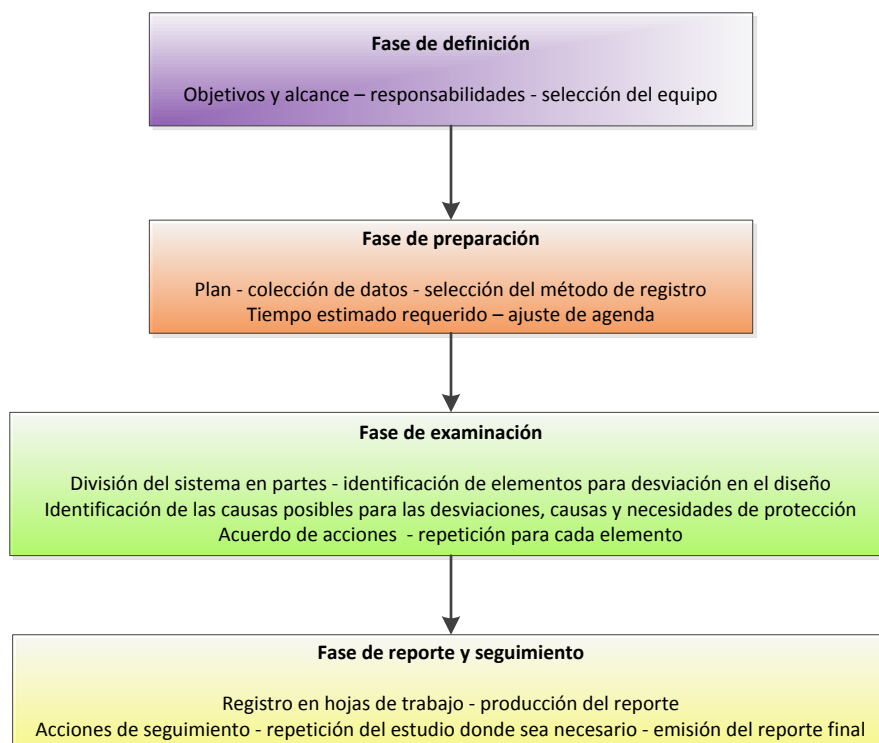


Figura I-17. Secuencia del proceso del análisis HAZOP

Definición del sistema

El primer paso consiste en dividir en conjunto toda la planta en operaciones, unidades o sistemas que serán estudiadas. Un proceso dentro de una planta será similar a una unidad de operación, una etapa de procesamiento o una operación de tuberías. Pudiera ser que un *HAZOP* completo se enfoque como una unidad o sistema.

Los siguientes son ejemplos que pudieran incluirse:

- Un reactor para polimerización PVC (autoclave)
- Una columna de destilación
- Un evaporador o concentrador
- Una plataforma de gas apartada que se vincula a un centro de proceso central
- Un celda de electrolización de cloro

Una vez que se ha definido al sistema y sus límites, comienza el procedimiento de análisis con una descripción completa de todos los procesos y de sus aspectos operacionales para asegurar que el equipo de estudio se encuentre familiarizado con las operaciones y objetivos. Es importante que se definan los modos de operación para cada

proceso como el arranque, reciclado, apagado sobre la línea y el purgado. Cada modo de operación puede presentar sus propios problemas y el equipo necesitará decidir sobre la manera en que será estudiado cada nodo.

Definición de las partes que serán examinadas

El siguiente paso es subdividir el sistema en partes o nodos, como una forma en la que se definen de manera adecuada el funcionamiento de cada parte.

Cómo deben definirse las partes

En la Figura I-18 y en la Figura I-19 se muestran ejemplos de un diagrama P&ID para un reactor de oxonación que es utilizado por lo común en la primer etapa de una planta de producción de butanoles.

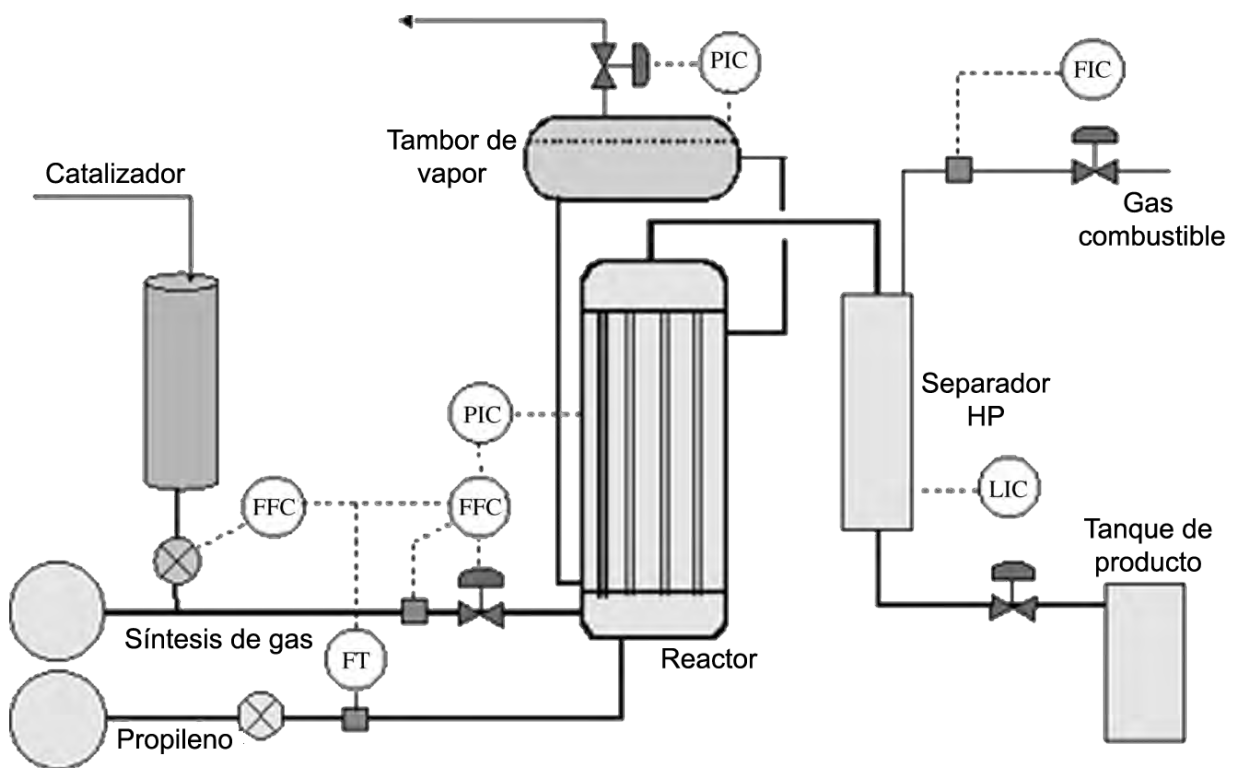


Figura I-18. Primeros pasos del análisis HAZOP: ejemplo de un sistema (P&ID simplificado)

La síntesis de gas con un catalizador agregado, se alimenta a una conexión de flujo en el reactor. El gas propileno se alimenta al reactor y la reacción continua ocurre como la mezcla de flujos hasta los tubos. La reacción es exotérmica y se provee de enfriamiento mediante una circulación cerrada de agua a un tambor de vapor. El producto resultante se

alimenta a una etapa de separación donde los productos más pesados son condensados y los gases más ligeros se apartarán para su purificación y utilizados como gas combustible. Los detalles del proceso no son importantes para la ilustración pero el reactor se deberá presentar en una forma cercanamente completa de P&ID con todos los detalles de tuberías y de las funciones de instrumentación de manera clara.

En la Figura I-19 se muestra la manera en que algunas de las partes se pueden elegir para que el proceso de análisis se aplique de forma efectiva en cada parte.

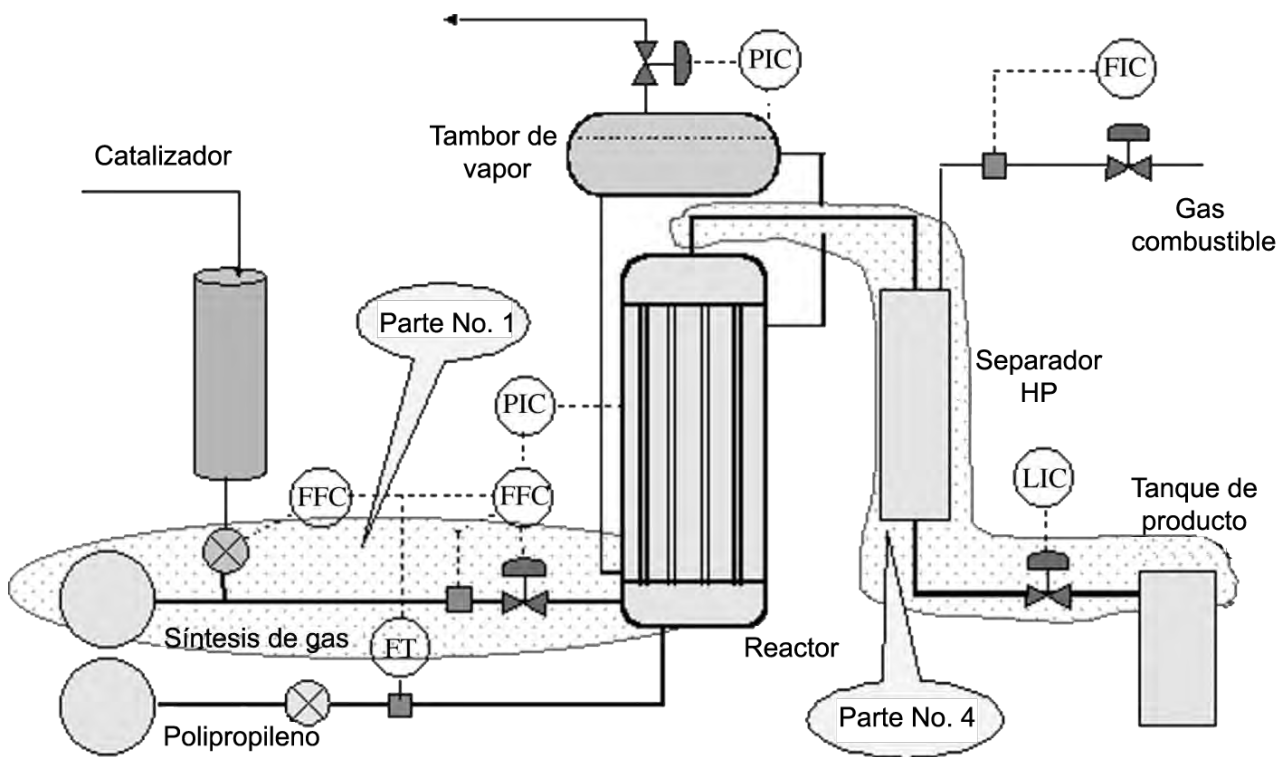


Figura I-19. Definición de las partes de estudio

Se recomienda seleccionar porciones pequeñas donde el sistema es complejo o los peligros pueden ser altos y porciones más grandes donde el sistema es simple o los peligros son bajos.

Es importante tener la opción correcta porque cada parte tomará tiempo para ser examinado y por lo tanto, ello influye en el tamaño y profundidad en el trabajo de estudio:

- **Las partes pequeñas.** Con partes muy pequeñas, el estudio se volverá lento y tedioso. Esta situación representa una debilidad del HAZOP por que la

interacción entre las partes es fácil de perderse. Así, si las partes tienen una fuerte relación, se pueden tratar de una mejor manera como si fuese sólo una.

- **Las partes grandes.** Con partes grandes el estudio será más rápido y así, ayudar a encontrar interacciones (entre las partes). Pero las partes largas corren el riesgo de que se pierda detalle sobre partes importantes.

Generación de desviaciones

Se sabe que una desviación es considerada como parámetro (elemento). Los tipos más comunes de desviaciones se pueden enlistar como un conjunto de palabras guías. Una lista común de palabras guías se utiliza para trabajar con *HAZOP* en cualquier sector de la industria y con palabras guías adicionales que se encuentran disponibles para ayudar a estimular otras posibilidades en la mente de los integrantes del equipo.

El sistema de palabras guías comienza con un conjunto de palabras guías básicas que siempre se aplicarán a cualquier elemento. Las palabras guías básicas y su significado se muestran en la Tabla I-11.

Tabla I-11. Palabras guías básicas y su significado

Palabra guía	Significado
No / nada / ninguno	No se consiguen las intenciones previstas en el sistema
Mas / más de / mayor	Aumentos cuantitativas sobre la intención del sistema
Menos	Disminuciones cuantitativas sobre la intención del sistema
Además de	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones del sistema y ocurre algo más
Parte de	Disminución cualitativa. Sólo parte de los hechos transcurren según lo previsto
Inverso	Se obtiene el efecto contrario al deseado
En vez de	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto

Palabras guías en relación a la ubicación, el orden o el momento

Palabra guía	Significado
Dónde más	Aplica a los flujos, las transferencias, las fuentes y destinos
Antes / después	Se refiere al orden de la secuencia de...
Temprano / tardío	El momento es diferente de la intención
Más rápido / más lento	El paso se hace más rápido o más lento que el tiempo previsto.

Las palabras guías carecen de cualquier significado real hasta que se combinan con características de los componentes de la parte que se analiza (parámetros).



La combinación de palabras guías con parámetros generan una matriz de desviaciones, algunas son creíbles y otras no. Por lo tanto, corresponde al equipo de trabajo decidir qué desviaciones de la matriz considerarán, y la lista de desviaciones puede ser diferente para cada parte bajo análisis. Para este propósito se requiere de alguna herramienta gráfica o software para apoyarse en el proceso. En la Figura I-20, se muestra un ejemplo para la transferencia de fluidos que se ha presentado en la Figura I-19 y en la Tabla I-11.

Parámetro	Palabras guías						
	NO	MAS	MENOS	INVERSO	PARTE DE	ADEMÁS DE	OTRO
Nivel del tanque A	X	X	X				
Composición del tanque A		X	X			X	
Flujo en tubería	X	X	X	X		X	
Temperatura en tubería		X	X				
Presión en tubería	X	X	X				X
Velocidad de la bomba	X	X	X	X			
Apertura del control de la válvula	X	X	X				
Nivel del tanque B	X	X	X				
Composición del tanque B		X	X		X	X	X
Presión en el tanque B	X	X	X	X			
Reacción en el tanque B	X	X	X		X	X	

Figura I-20. Ejemplo de matriz palabra guía/parámetro para el proceso de ejemplo

Ahora todo está listo para comenzar con el procedimiento de análisis al considerar cada elemento y sus características en turno para determinar si la desviación es posible y considerar y sus consecuencias.

Procedimiento de revisión de las palabras guías

Hasta este punto se asume que se han seleccionado las partes de estudio y la descripción de los procesos en base con su diseño. Ahora se tiene una tabla de

parámetros para considerar con cada elemento de la actividad que también ya se identificó. Existe otra opción que se podría realizar antes de continuar. El quipo tiene que decidir si el estudio será mejor utilizando primero las *palabras guías*, o *el método del primer elemento*.

Método del elemento (parámetro)

El diagrama de flujo que se muestra en la Figura I-21 muestra que éste método permite iniciar el estudio con un elemento (por ejemplo, el material en el tanque A) y probar sus desviaciones contra las palabras guías. Por ejemplo, en la parte que se muestra en la Tabla I-11, el resultado será que se deberá considerar las desviaciones en el nivel y después la temperatura y después, la composición de todo el tanque A antes de seguir considerando la operación de transferencia.

La secuencia que se muestra en la Figura I-21 y en la Figura I-22, le permite al equipo concentrarse sobre todas las desviaciones posibles de un elemento o parámetro antes de continuar con el siguiente. Posiblemente este método es el más favorecido en los *HAZOP* de los procesos químicos. Esto es particularmente conducido en las palabras guías posteriores como *PARTE DE* y *OTRO DIFERENTE*. La razón es que sí se utiliza el enfoque del primer elemento (parámetro) hay una tendencia a enlistar los parámetros al inicio del análisis y cuando la lista original se ha agotado a la siguiente sección sin una búsqueda final de más parámetros, resulta en una práctica errónea.

Método de la primera palabra guía

Este método primero pone la palabra guía en prueba del mismo tipo de desviaciones sobre todos los elementos o parámetros posibles antes de continuar con el siguiente en la lista. El procedimiento es idéntico al del método anterior. La Figura I-23 ilustra el efecto del método de la primera palabra guía.

El primer método puede proveer comodidad, pero demanda un mayor conocimiento de los procesos y de la aplicación por parte del líder del proyecto y de los integrantes del equipo si se obtienen mejores resultados.

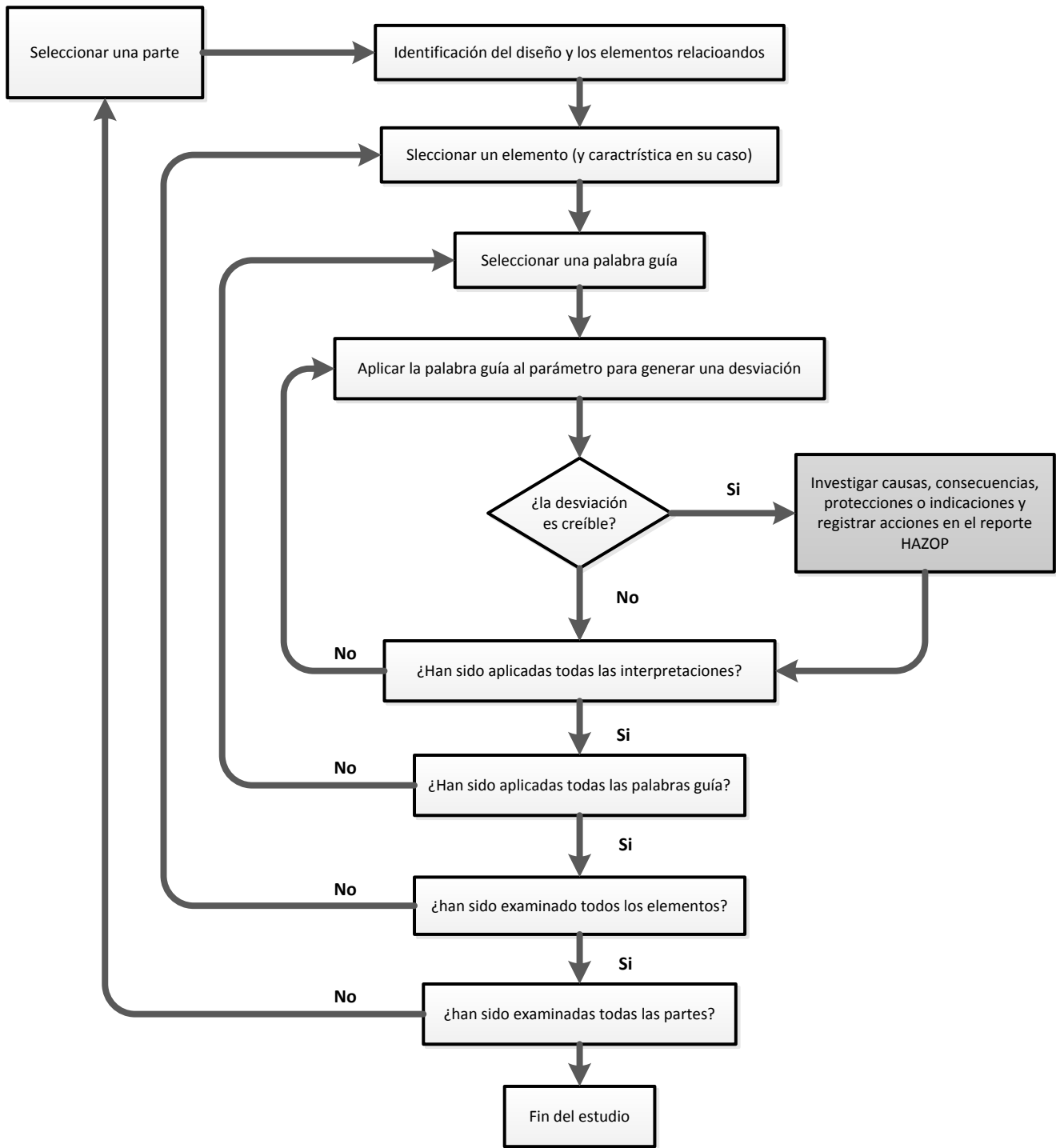


Figura I-21. Procedimiento de examinación del primer elemento

Procedimiento de examinación del primer elemento

Elemento (parámetro)	Palabras guía						
	NO	MAS	MENOS	INVERSO	PARTE DE	ADEMÁS DE	OTRO
Nivel en el tanque A	X	X	X				
Composición en el tanque A		X	X			X	
Flujo en la tubería	X	X	X	X		X	
Temperatura en la tubería		X	X				
Presión en la tubería	X	X	X				X

Figura I-22. Método de elección del primer elemento aplicado a la matriz de palabras guías

Procedimiento de examinación del primer elemento

Elemento (parámetro)	Palabras guía						
	NO	MAS	MENOS	INVERSO	PARTE DE	ADEMÁS DE	OTRO
Nivel en el tanque A	X	X	X				
Composición en el tanque A		X	X			X	
Flujo en la tubería	X	X	X	X		X	
Temperatura en la tubería		X	X				
Presión en la tubería	X	X	X				X

Figura I-23. Primer palabra guía aplicada a la matriz de palabras guías

Palabras guías derivadas

Ahora se muestra una tabla para palabras guías derivadas, mismas que son generadas por la combinación del parámetro y de la palabra guía para el proceso típico de parámetros. En la Tabla I-12 se hace más fácil visualizar las posibles desviaciones.

Tabla I-12. Desviaciones más comunes

Parámetro	Palabras guías que pueden dar una combinación significativa
Flujo	Ninguno, más de, menos de, inverso, además de
Temperatura	Más alta, más baja
Presión	Más alta, más baja, inversa
Nivel	Ninguno, más alto, más bajo
Mezcla	Menos, más, ninguno
Reacción	Más alta (tasa de), más bajo (tasa de), ninguno, inverso, además de
Fase	Otro, inverso, además de
Composición	Parte de, además de
Comunicación	Ninguna, parte de, más de, menos de, otro, además de

Con la generación de las palabras guías derivadas (como las presentadas en las tablas anteriores), es responsabilidad del equipo del líder utilizarlas en cada sesión del estudio.

Procedimiento del estudio

El líder de estudio de peligros o facilitador tiene la tarea de proporcionar a los miembros del equipo las nociones de la metodología de acuerdo a una secuencia de preguntas para que cada desviación identificada. En la Figura I-24 se presenta la secuencia de preguntas que se debería formular el equipo. Esa secuencia naturalmente cambiará de acuerdo al problema pero representa la esencia del procedimiento que ha sido seguido la legitimación de las desviaciones

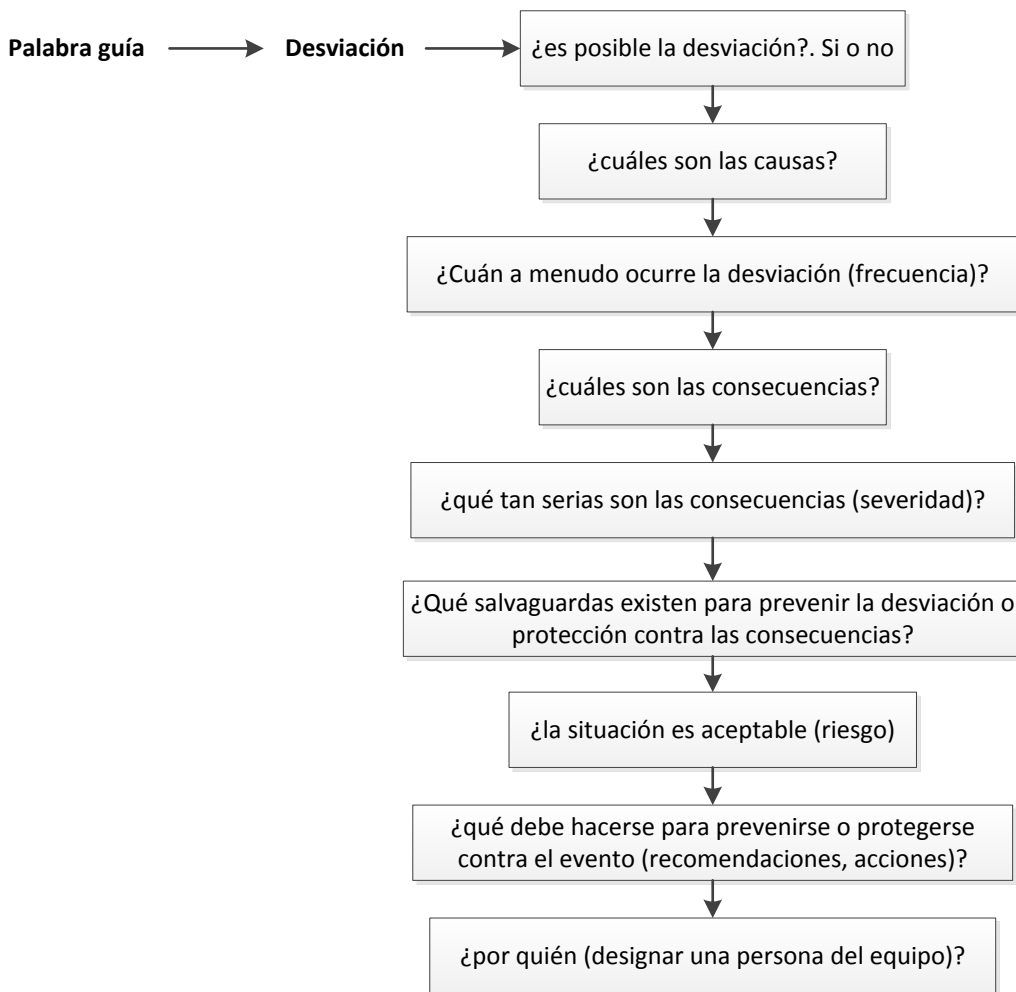


Figura I-24. Secuencia de pasos utilizados para procesar cada desviación

Ejemplo

Se tiene un sistema de calentamiento en una refinería que consiste de un circuito cerrado de aceite térmico que tiene la función de calentar otros fluidos y equipos (estabilización – reforming- de la gasolina, destilación primar etc.). El aceite térmico utilizado es producido en la destilación primaria (topping) del crudo y tiene una temperatura de inflamabilidad de 175°C., la temperatura máxima alcanzada por el aceite durante el proceso es de 330°C a la salida del horno F1. El aceite térmico puede degradarse si no es sustituido al cabo de un determinado tiempo o bien si se sobrecalienta considerablemente. El calor residual de los humos se utiliza para producir vapor de media presión que alimenta a otros equipos. El combustible utilizado en el horno es el gas excedente de la refinería. El control de la llama del quemador del horno se efectúa mediante la temperatura de salida del aceite térmico que regula la válvula TCV1.

El esquema simplificado de la instalación y los detalles del equipo e instrumentación se presentan en la Figura I-25.

Descripción de las protecciones del horno F1

Las protecciones del horno provocan el corte de combustible del horno mediante la válvula TCV1 por las causas siguientes:

- Alta temperatura en la salida de humos, actuador TSH
- Baja presión en la línea de gas de refinería, actuador PSL2

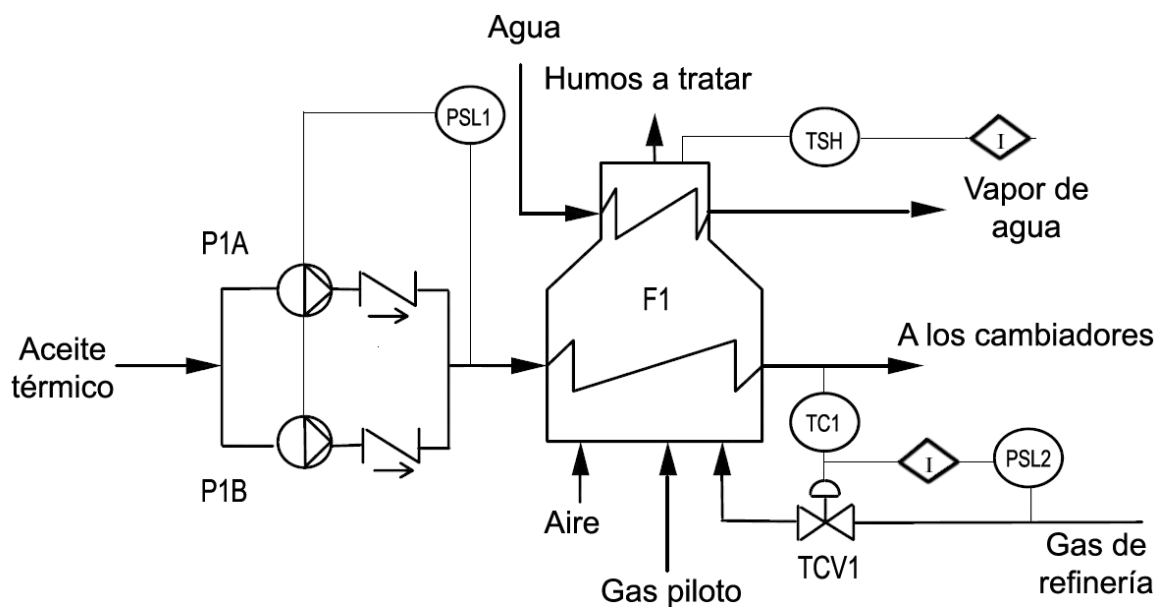


Figura I-25. Esquema de la instalación analizada

Consideraciones previas al análisis

Se estudia el sistema en condiciones normales de operación, y requiere plantear las hipótesis siguientes:

- Se considera que la bomba P1A impulsa el aceite a través del horno; la bomba P1B es de reserva y sólo entra en funcionamiento cuando se produce una caída de presión en la línea de impulsión del aceite (PSL).
- El horno trabaja a tiro natural, es decir, el humo sale libremente pese a la disminución de su temperatura sin que exista ningún equipo de aspiración; de

la misma manera, la entrada de aire en la cámara de combustión es natural, no hay ningún equipo de impulsión.

- El calor residual de los humos que se utiliza para vaporizar el agua es insignificante por lo que no altera el funcionamiento del sistema.

Estudio preliminar

La Tabla I-13 (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999) muestra, mediante la matriz de interacción, el estudio preliminar para determinar la peligrosidad de las sustancias en las posibles condiciones de proceso (normales de operación anómalas).

Tabla I-13. Matriz de interacción

	Aceite	Gas	Aire	Agua	Comentarios
Aceite térmico		-	-	-	
Gas de refinería	-		X	-	Atmósfera explosiva
Aire	X	-		-	Atmósfera explosiva
Agua/vapor	-	-	-		
Temperatura de trabajo en el horno F1	X	X	-	-	Aceite líquido inflamable, gas inflamable
Exceso de temperatura en el horno F1	X	X	-	-	Atmósfera explosiva y hollín en tubos, gas inflamable

Mediante la matriz de interacción se han identificado las situaciones peligrosas siguientes:

- La presencia de gas en la aspiración del aire del horno puede producir la formación de una atmósfera explosiva.
- La presencia de aire en el aceite térmico puede favorecer la formación de una atmósfera explosiva, sobre todo si está recalentando.
- La temperatura normal de calentamiento del aceite está por encima de su punto de inflamación, y un exceso de temperatura provoca la descomposición del aceite.

Análisis HAZOP

La Tabla I-14 muestra el resultado del análisis HAZOP realizado sobre la instalación de calentamiento del aceite térmico.

Tabla I-14. Formato del estudio HAZOP

SOCIEDAD: --
 INSTALACIÓN: Calentamiento de aceite

Revisión: 1
 Plano No. Figura I-25

PALABRA GUÍA	VARIABLE	DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS POSIBLES	COMENTARIOS Y MEDIDAS CORRECTORAS
No	Caudal	Falta de caudal de aceite en el horno F1	1.- No funcionamiento del sistema de bombeo (P1A, P1B y PSL1) 2.- Falta de aceite por problemas externos a la instalación	Aumento significativo de la temperatura de los tubos de R1 con peligro de formar hollín en el interior de los tubos Igual que para 1 y posibilidad de quemar las bombas que trabajarían en vacío	Instalar una alarma con actuador para bajo caudal de aceite (FSL) que bloquee la entrada de combustible en el quemador Instalar un sistema de bloqueo de las bombas por falta de aceite desde la refinería, o taponamiento de los tubos
Parte de	Composición	Aceite parcialmente degradado	3.- Falta de sustitución del aceite	Formación de mezclas explosivas aguas abajo del horno F1 si existe la posibilidad de entrada de aire (ej., a través del depósito pulmón) Mala transmisión de calor aguas debajo de la instalación	Instalar un sistema de control de aceite en la entrada del horno (densímetros, etc.)
Más	Temperatura	Exceso de temperatura del aceite	4.- Exceso de combustible en el horno por válvula TCV1 abierta en fallo, o por fallo del bucle de control TC1 5.- Menor caudal de aceite por cavitación de la bomba P1A	Degradación del aceite e igual que para 1 y 3 Igual que para 1	Por la alta temperatura de los humos, la actuación del sistema de bloqueo no protege del fallo del bucle de control (TC1 y TCV1) ya que actúa sobre los mismos elementos. Es recomendable instalar una válvula para cortar el combustible independientemente del bucle de control, y también un sistema de bloque para temperaturas elevadas (TSH) en los tubos a la salida del aceite
No	Caudal	Falta de combustible en el quemador de F1	6.- Falta de gas de refinería por problemas externos a los límites de la instalación	Cierre del quemador y parada de la instalación	Valorar la posibilidad de que la instalación funcione con un combustible auxiliar (ej. propano, fuel-oil, etc.)
			7.- Fallo en el cierre de la válvula del bucle	Igual que para 6	

SOCIEDAD: --
INSTALACIÓN: Calentamiento de aceite

Revisión: 1
Plano No. Figura I-25

PALABRA GUÍA	VARIABLE	DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS POSIBLES	COMENTARIOS Y MEDIDAS CORRECTORAS
			de control TC1, o fallo del bucle de control TC2, o actuación incorrecta del bloqueo TSH o PLS2		
Más	Caudal	Exceso de combustible en el quemador F1	8.- Válvula TCV1 averiada en posición abierta, o fallo del bucle de control TC1	Igual que para 1 y para 5	La misma consideración que en 5
Otro	Composición	Modificación de la composición del gas de refinería	9.- Cambio de los parámetros del gas que determinan la forma de la llama	Cambio de la forma de la llama de manera que llega a los tubos del quemador, cosa que puede provocar sobrecalentamientos puntuales con peligro de formar hollín en el interior de los tubos	Controlar la composición del gas de refinería en la entrada del horno (densímetros, etc.)

El diagrama de flujo de la instalación presentado en la Figura I-25 con la aplicación de las condiciones mínimas requeridas para comenzar el análisis de riesgos mediante la metodología *HAZOP* (P&ID, especificaciones de las partes, tuberías, documentación de sustancias y demás asociadas a los procesos bajo estudio), quedaría modificado de la manera siguiente (Figura I-26):

- Se añade un actuador para bajo caudal de aceite (FSL) que bloquea la entrada de combustible en el horno (I) y protege los tubos interiores de aceite del posible aumento de temperatura. Al mismo tiempo, por su posición (ubicado en la aspiración de las bombas) protege a éstas de trabajar al vacío y las bloquea en caso de falta de aceite desde la refinería o por taponamiento de las tuberías. El actuador FSL no interfiere ya que en la función del actuador (PSL1) activa la bomba de reserva por baja presión en la impulsión de las bombas.
- Se separa totalmente el sistema de regulación del horno del sistema protector para que éste pueda bloquear la instalación en caso de fallo del primero. Las modificaciones de la instrumentación del horno son las siguientes:

- Se añade una válvula de corte en la línea de combustible independiente de la válvula de control y de esta forma se permite el bloqueo de los quemadores independientemente del bucle de control que lo protege de cualquier falla de éste último;
- Se desconecta totalmente el sistema de control del sistema de bloqueo (la línea de transmisión de señal de TC1 a I desaparece);
- Se añade un actuador para alta temperatura (TSH) a la salida de producto independientemente del TC1 ya existente, y que bloquea la llegada del combustible a los quemadores.

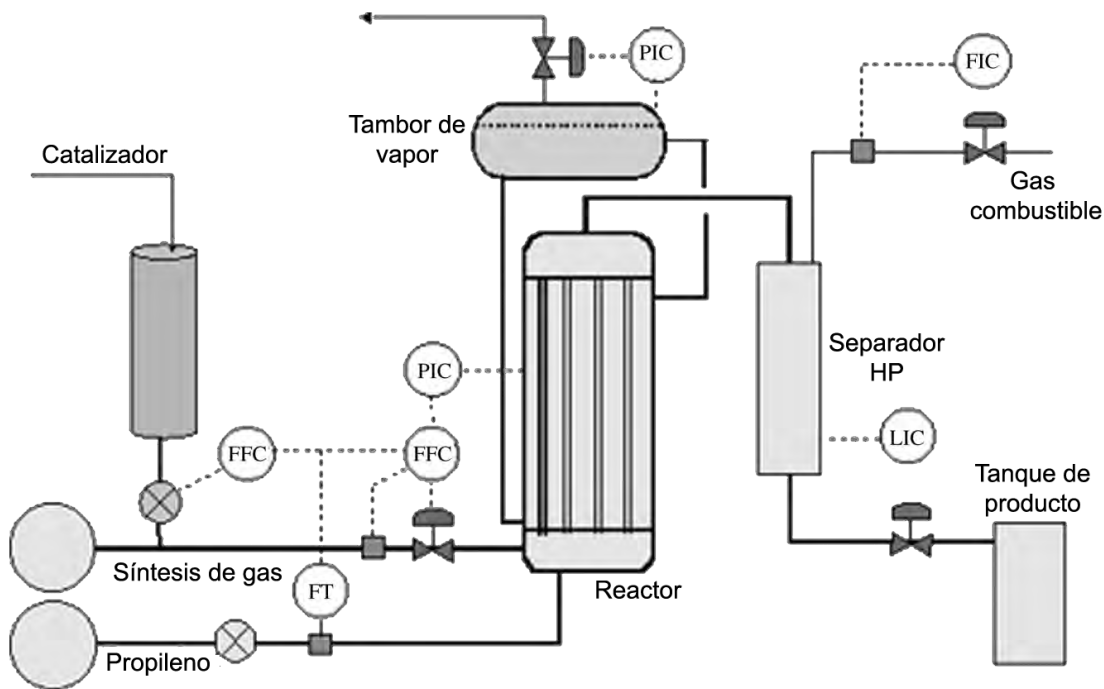


Figura I-26. Esquema de la instalación con las medidas de corrección implementadas

Las modificaciones introducidas en el sistema de control y protección de la instalación mejoran su seguridad. La mejora no se da únicamente por la redundancia de señales de bloqueo de los quemadores del horno, sino que mayoritariamente, como ya se comentó, es el resultado de la separación de los dos sistemas. Así pues, el sistema protector puede proteger la instalación de cualquier falla que se produzca en cualquiera de los elementos que integran el bucle de control (falta de señalización en los indicadores, falta de señal en los transmisores, falla de la apertura de las válvulas, etc.) (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999).

1.2.2.5 Métodos cuantitativos

Tienen como objetivo recorrer completo el tracto de la evolución probable del accidente desde el origen (fallos de equipos y/o de operaciones) hasta establecer la variación del riesgo (R) con la distancia, así como la particularización de dicha variación estableciendo los valores concretos de R o R' para los sujetos expuestos (habitantes, casas, otras instalaciones, etc.) situados en localizaciones a distancias concretas.

En los métodos cuantitativos, se privilegia la experimentación con control de variables; se sustenta en la estadística y en la filosofía positiva; y el investigador permanece lejano al contexto del problema.

Los métodos cuantitativos son intensivos por naturaleza y por lo común requieren una aportación importante de tiempo y recursos. Se utilizan en programas de evaluación mayor de peligros y riesgos para proporcionar estimaciones detalladas de equipos o instalaciones que han sido identificadas de alto riesgo y que requieren este nivel de análisis e inversión.

Los elementos básicos de una evaluación cuantitativa son:

- a) la identificación del peligro
- b) cuantificación a través del análisis de consecuencias y estimación de probabilidades o frecuencias y,
- c) la determinación y reporte de los riesgos.

He aquí un aspecto importante. Para la identificación del peligro se utilizan técnicas de identificación por inspección en campo y evaluaciones cualitativas de riesgos; mientras que para la cuantificación a través del análisis de consecuencias se utilizan enfoques de modelado matemático para estimar los peligros físicos de un evento como su extensión, severidad y duración.

Ejemplos de métodos cuantitativos aplicados a seguridad industrial son:

- Análisis del árbol de fallos
- Análisis del árbol de sucesos
- Determinación del fallo de modo común o causa común

- Cálculo del alcance de efectos
- Cálculo de daños (Probit)
- Cálculo cuantitativo de riesgo

Quizás la razón por la que no existen métodos cuantitativos específicos para la valoración del riesgo de incendio o de alguna otra naturaleza particular, se debe a que el fuego no es un proceso industrial con sus componentes típicos.

1.2.3 Matriz de riesgo

La matriz de riesgo es un complemento a las técnicas de identificación y evaluación del riesgo que ya fueron descritas en los apartados anteriores. Una vez que se identifican los eventos posibles, se procede a la elaboración de la matriz de riesgos en la que procederá a la ubicación de los escenarios de acuerdo a su categoría y a su jerarquía con forme a los criterios y formas que más adelante se proponen.

La escala de riesgo se puede crear del resultado de los productos de la frecuencia y severidad (consecuencia). Una manera popular de representar la escala es por medio de un diagrama simple que se conoce ampliamente como matriz de riesgo (McDonald, 2009).

En la Tabla I-15 y en la Tabla I-16 se presentan ejemplos simples de matrices de riesgo donde la frecuencia de los eventos posibles se presentan en el eje Y, y las categorías de consecuencia se presentan en forma ascendente en el eje X.

Cuando el producto de la frecuencia y la consecuencia es alto, el riesgo obviamente es muy alto e inaceptable. La región inaceptable se extiende hacia la región aceptable de riesgo en la medida de que las frecuencias y/o consecuencias se reducen. La zona transicional como se muestra en la matriz, es donde las decisiones son difíciles para la reducción del riesgo y el gasto o la complejidad necesaria para lograrlo. El diagrama presenta un intento de cuantificación de la escala de la frecuencia mediante el uso de un rango por año para cada término descriptivo. Esto es necesario usualmente para asegurar alguna consistencia para entender los términos utilizados por los analistas.

Tabla I-15. Ejemplo de matriz de riesgo (incluye las franjas de tolerancia)

Frecuencia/año		Consecuencias			
		Menor	Significante	Mayor	Catastrófico
10	Frecuente				
1	Probable				
10 ⁻¹	Posible				
10 ⁻²	Improbable				
10 ⁻³	Remoto				
10 ⁻⁴					

Región inaceptable

Región de transición

Región tolerable

Algunas empresas van más allá al dar un paso asignando escalas o valores a la descripción de la frecuencia y la consecuencia. La clasificación del riesgo mediante una escala numérica tiene una ventaja al permitir la comparación de las diferentes opciones del riesgo en la etapa del diseño.

La Tabla I-16, muestra una calificación posible y sus valores sobre la misma matriz de riesgo. El sistema de puntuación mostrado, representa es un esquema arbitrario ideado para adaptarse a los rangos de tolerancia de la mejor manera posible. Cada empresa y cada sector de la industria, puede contar con su propio sistema de puntuación basado en la experiencia sus equipos de estudio de riesgos en el trabajo y en su industria. No parece haber consenso en un sistema de puntuación de aplicación de forma universal, pero las reglas de juego son claras.

Las escalas deben estar dimensionadas para producir resultados consistentemente aceptables para los casos típicos. Una vez que la calibración de un sistema dado es aceptada, servirá para el resto de un proyecto.

Tabla I-16. Ejemplo de matriz de riesgos (incluye valores de riesgo)

Frecuencia/año		Consecuencias			
		Menor: 1	Significante: 3	Mayor: 6	Catastrófico: 10
10 1	Frecuente: 10	10	30	60	100
10 ⁻¹	Probable: 8	8	24	48	80
10 ⁻²	Posible: 4	4	12	24	40
10 ⁻³	Improbable: 2	2	6	12	20
10 ⁻⁴	Remoto: 1	1	3	6	10

Escalas de consecuencias

El formato de la matriz de riesgos le permite a las compañías determinar sus interpretaciones de las consecuencias en términos de pérdidas para los negocios, así como también el daño a las personas y al medio ambiente. En la Tabla I-17 se presenta una clasificación de riesgos de accidentes que ha sido propuesta en la norma IEC 61508-5 (International Electrotechnical Commission, 1997) y corresponde a la tabla B-1. En la Tabla I-18 se presenta la clasificación de riesgos de accidentes (interpretación de las clases de riesgo) y corresponde con la tabla B-2 de la misma fuente.

Por lo tanto, una consecuencia significativa puede equivaler a una pérdida financiera debido a:

- Pérdida de calidad o contaminación del producto
- Pérdida el tiempo de producción
- El daño a la planta y el costo de reparación
- Falla en la entrega / pérdida de mercado

Tabla I-17. Escala de consecuencias

Frecuencia	Consecuencias			
	Catastróficas	Críticas	Marginales	Despreciable
Frecuente	I	I	I	II
Probable	I	I	II	III
Ocasional	I	II	III	III
Remota	II	III	III	IV
Improbable	III	III	IV	IV
Increíble	IV	IV	IV	IV

Tabla I-18. Clasificación de riesgos de accidentes (interpretación de las clases de riesgo)

Clase del riesgo	Interpretación
Clase I	Intolerable
Clase II	Riesgo indeseable. Tolerable sólo si la reducción del riesgo es impracticable o si los costos son totalmente desproporcionados en relación con la mejora
Clase III	Riesgo tolerable si el costo de la reducción del riesgo supera la mejora obtenida
Clase IV	Sin riesgo apreciable

La compañía establecerá una escala de pérdida en términos de daños a las plantas y la pérdida de producción, por ejemplo:

Menor	Crítico	Severa	Catastrófica
Perdida de producción a corto plazo	Daño a maquinaria, reparable en corto tiempo	Daño a la planta. Costos mayores de preparación. Pérdida grave de producción.	Daño sustancial a la planta. Posible pérdida potencial generalizada

Se puede emplear una tabla similar para el daño ambiental:

Menor	Crítico	Severa	Catastrófica
Excursión temporal en los niveles de emisión	Liberación significativa. Se requiere limpieza de efluentes	Daños ecológicos hasta por un año. Riesgo de sanciones.	Daños ecológicos por más de un año. Presión para cerrar la planta.

Ahora se agrega una escala para daños a personas:

Menor	Crítico	Severa	Catastrófica
Lesiones que provocan incapacidades hasta por 3 días.	Discapacidad por lesiones o lesiones graves que requieren recuperación larga. Probabilidad de fatalidad de 1 en 10.	Lesiones graves, y la probabilidad de un muerto.	Uno o más muertos.

La integración de estas escalas, serán útiles para propósitos de comparación, pero a veces conduce a condiciones indeseables. Los valores de pérdida del negocio, pérdidas de vidas y daños severos al medio ambiente no tienen equivalencia directa. Las escalas se pueden apoyar por un precio. Por ejemplo:

Menor	Crítico	Severa	Catastrófica
Menos de \$100,000	Hasta \$1,000,000	Hasta \$10,000,000	Más de \$10,000,000

Nota de advertencia

Las escalas integradas pueden ser informativas, pero hay que tener mucho cuidado de la manera en que se utiliza la escala en el trabajo de evaluación de riesgos. Hay que recordar que muchos eventos peligrosos tienen el potencial de consecuencias para dos o más categorías (a las personas, al medio ambiente y a los bienes). Por lo tanto, para cada caso se tiene que registrar para sus efectos en las tres categorías individualmente. Se puede tener éxito en la reducción del riesgo en una categoría, pero siempre se tiene que comprobar el nivel de riesgo en las demás categorías. A veces se requieren tres matrices de riesgos para cada peligro y la matriz de riesgo servirá para:

- Indicar la forma en que se compara el riesgo con otro. Por lo que se puede encontrar las principales prioridades de atención.

- Indica qué riesgos son totalmente inaceptables y muestra qué riesgos pueden ser aceptables.
- Es una guía para saber la cantidad de riesgo que serán necesarios para hacer que el riesgo sea tolerable.

Sin embargo, parece que hay dos problemas que se deben resolver:

- Problema 1. ¿En dónde se ubican los límites de la zona de riesgo tolerable?, ¿quién define la gráfica de riesgo?, ¿quién define la franja de riesgo tolerable?
- Problema 2: ¿Hasta qué nivel en la escala de riesgo es lo suficientemente bueno para la planta? Estos problemas conducen a niveles de riesgo tolerable y decide cuánta reducción de riesgo se justifica.

I.3 Análisis de consecuencias

El objetivo del análisis de consecuencias es cuantificar el impacto negativo de un evento. Las consecuencias generalmente se miden en términos del número probable de muertos, aunque también es posible expresarlas en función del número de lesionados o de daños a las propiedades (físicas y económicas). Normalmente se consideran tres tipos de efectos: radiación térmica, ondas de sobrepresión por explosión y exposición a sustancias tóxicas.

Existe una gran variedad de modelos que se utilizan en el análisis de consecuencias. Los modelos de fuente se utilizan para predecir la tasa de descarga, la evaporación instantánea de una sustancia, la cantidad de aerosol formado y la cantidad de sustancia evaporada. Los modelos de nube de vapor se utilizan para medir de dispersión en la dirección del viento, tomando en consideración las condiciones meteorológicas y la densidad del vapor. Los modelos de impacto permiten predecir las zonas de afectación debidas a fuego y explosión. Los modelos para gas tóxico se usan para predecir la respuesta humana debida a la exposición a un gas tóxico.

Las consecuencias de los eventos pueden estimarse de una manera cuantitativa o cualitativa, o en ambas. Los procedimientos cualitativos a menudo utilizan categorías relativas como son: severo, moderado o insignificante, dependiendo de la severidad del

incidente; a menudo las categorías cualitativas se establecen a partir de una consecuencia esperada (ejemplo 1 ó 5 lesionados). Procedimientos cuantitativos estiman el nivel esperado de severidad en términos del número de muertos, heridos, *etcétera*. Los procedimientos semicuantitativos a menudo usan un índice numérico para expresar las consecuencias relativas de un evento (Rivera Balboa, 2002).

Al hablar de los riesgos no se debe olvidar que si no son detectados y atendidos oportunamente, los efectos o consecuencias pueden desencadenar peligros de diferente magnitud con impactos a los seres humanos (sociedad), al medio ambiente (naturaleza) y a las empresas (equipos y maquinaria) que se reflejan en daños severos a la economía. Por esta situación, el enfoque actual tiene mayor énfasis en el riesgo organizacional, cuyo fin primordial es atender a los aspectos importantes el enfoque sistémico (**GEMA; Gente, Equipo, Maquinaria y Equipo**). Cualquier afectación, traerá consigo una alteración en la cadena productiva de la industria, empresa, afectación a la imagen corporativa, prestigio y ventaja competitiva inmersa en un mundo globalizado y cada vez más competitivo.

La dinámica económica está orientada a la satisfacción la demanda (normal o creada) de bienes y servicios con diferentes niveles de valor. Para atender esa demanda, también aumenta la demanda y consumo de energéticos que por el momento siguen siendo de origen fósil con sus efectos adversos al ambiente por todos conocidos y por los accidentes y riesgos que se han registrado en la logística de producción y distribución de los mismos. Las consecuencias que se mencionan se agrupan en la Figura I-27 (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999, pág. 82).

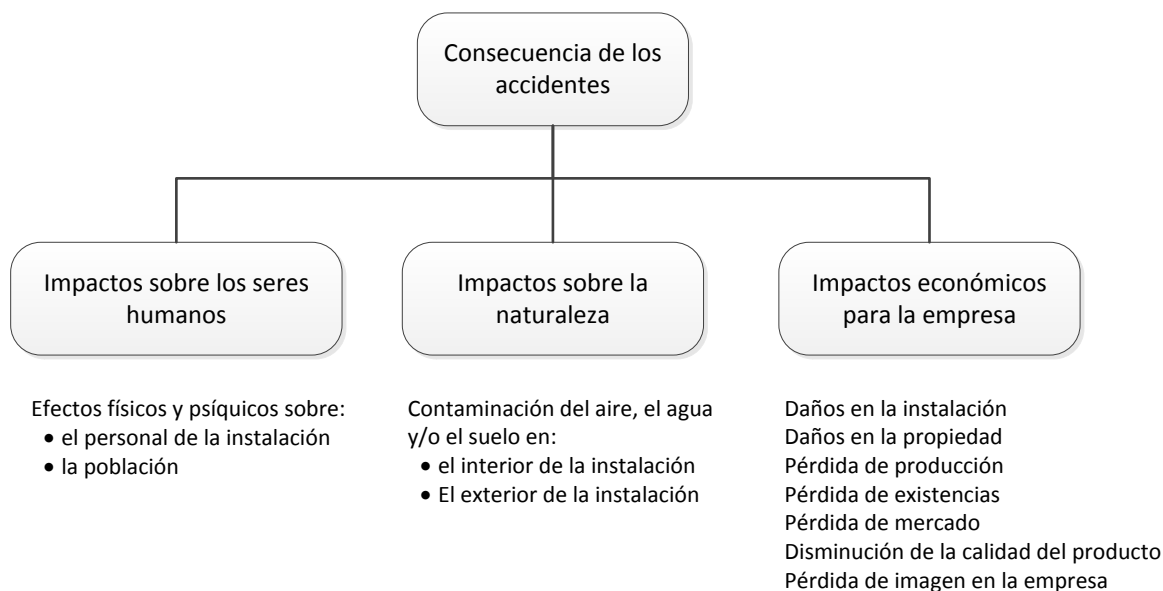


Figura I-27. Consecuencia de los accidentes

En general, los accidentes se encuentran relacionados con los siguientes tipos de fenómenos peligrosos:

- **De tipo térmico:** radiación térmica.
- **De tipo mecánico:** ondas de presión y proyección de fragmentos.
- **De tipo químico:** emisión a la atmósfera o vertido incontrolado de sustancias contaminantes tóxicas o muy tóxicas. Los estudios de seguridad orientan los cálculos para analizar las situaciones de emisión a la atmósfera ya que la sustancia tóxica, una vez emitida, es de difícil controlar, y en pocos minutos puede ser transportada por el viento fuera de la planta y afectar a la población más cercana y en general, los vertidos a ríos, lagos, lagunas, pantanales, mares, océanos y subsuelo.

Se puede decir el tema de accidentes mayores está centrada, fundamentalmente, en los efectos que se puedan provocar a los seres humanos y en los estudios de seguridad, estimaciones cuantitativas de las zonas de influencia, los impactos sobre el medio ambiente y la naturaleza, a pesar de que son tenidos en cuenta, se tratan a un nivel mucho más cualitativo, mientras que las repercusiones económicas que puedan tener determinados accidentes son aspectos que las empresas deben tener en consideración al desarrollar sus estrategias orientadas a la seguridad.

1.3.1.1 Escenarios de accidentes

Los accidentes de gran magnitud que pueden tener lugar en una industria están casi siempre asociados a la pérdida de contención de un producto tóxico o inflamable, generalmente un fluido. En función del estado del mismo y de sus características, puede producirse un incendio, una nube tóxica o inflamable, etc. Las diversas posibilidades se han representado de forma simplificada en la Figura I-28.

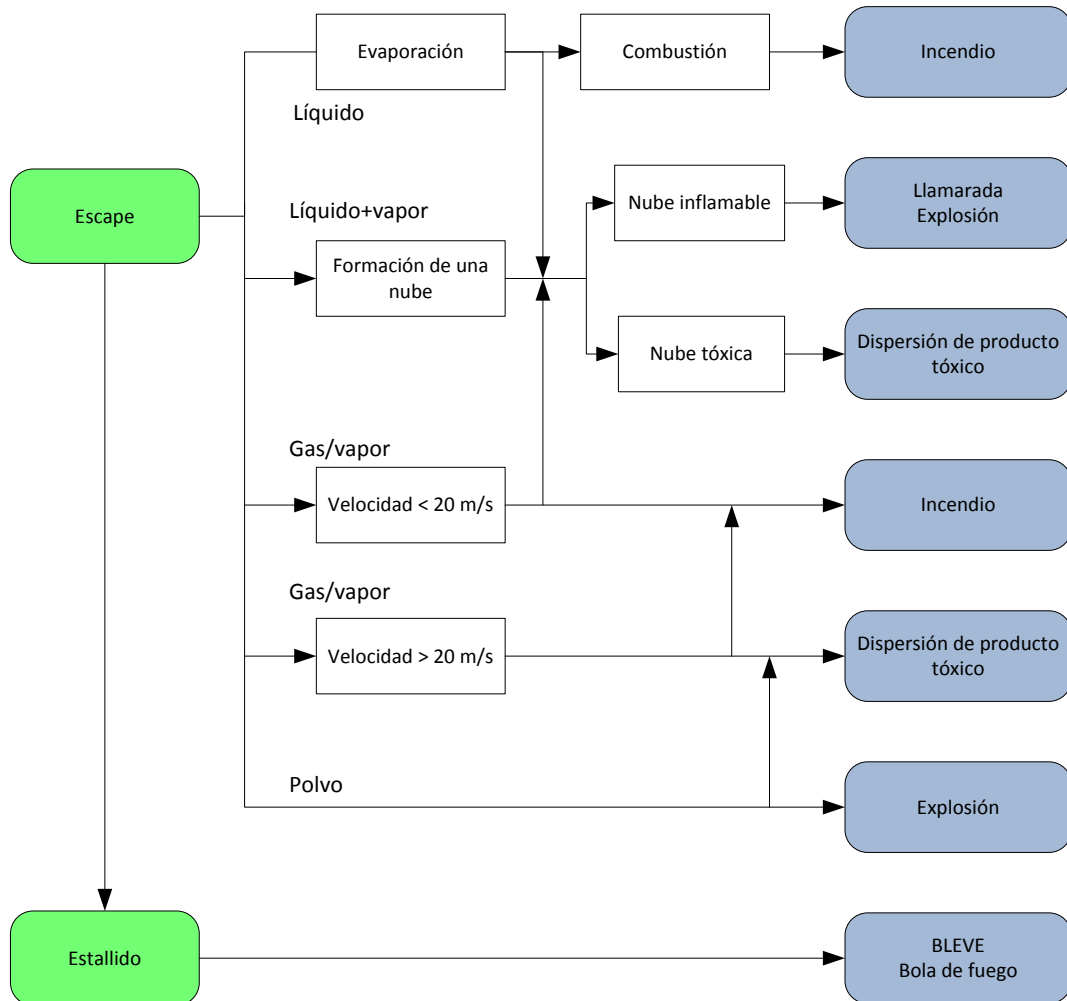


Figura I-28. Esquema simplificado de los posibles accidentes que se pueden producir en caso de escape accidental de un producto tóxico o inflamable

Si el escape es de líquido se formará una balsa, (en función de la disposición del terreno, existencia de cubetos, etc.), y habrá evaporación. Si el producto es combustible, puede tener lugar directamente un incendio del líquido vertido, o puede formarse una nube que podrá inflamarse si encuentra un punto de ignición, con la consiguiente explosión; ésta originará una onda de choque, la sobrepresión de la cual puede destruir otras

instalaciones, provocando nuevos escapes (efecto "dominó"). Si el producto es tóxico, la nube formada puede simplemente dispersarse en la atmósfera (si es menos pesada que el aire o si las condiciones atmosféricas son favorables) o puede desplazarse a ras del suelo, con el consiguiente peligro para la población.

Si el escape es una mezcla de líquido y vapor, como suele suceder en el caso de los gases licuados a presión, es probable la formación de una nube más pesada que el aire, con las mismas consecuencias que en el caso anterior (González Cubero, Moneo Peco, Vilchez, & Pérez-Alavedra, 2012).

Durante mucho tiempo se han estudiado los accidentes, sus implicaciones e impactos y con el fin de entender esta situación de manera cuantitativa (basada en modelos empíricos), se han desarrollado correlaciones matemáticas o modelos por computadora para estimar el alcance de los fenómenos peligrosos que se derivan de modelos citados. Dependiendo del tipo de fenómeno peligroso principal que caracterizan los accidentes, se pueden agrupar los escenarios de la manera siguiente:

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo térmico:
 - *Incendio de charco (pool fire)*. El evento que desencadena a este tipo de incendio, es el vertido de un líquido inflamable que se extenderá sobre el suelo alcanzando un espesor reducido o, si existe un cubeto u otra zona de contención, formando un charco de mayor profundidad. En ambos casos puede existir un punto de ignición muy próximo que provoque el incendio de forma inmediata. Pero incluso si el punto de ignición está más alejado, también puede producirse el incendio de forma retardada de la siguiente manera: el combustible empezará a evaporarse más o menos en función de su volatilidad y también de la temperatura del líquido, de la temperatura ambiente y de la velocidad del viento en el momento del vertido. Así, se formará una pequeña nube inflamable que será más pesada que el aire atmosférico, por lo que será desplazada por el viento a ras de suelo. La nube en su avance irá diluyéndose progresivamente, pero si entra en contacto con un punto de ignición, cuando su concentración se encuentra entre los límites de inflamabilidad, se producirá su combustión y el frente de llama retrocederá hasta alcanzar el vertido, lo cual provocará el denominado incendio de charco (Colmenero, 2011).



Figura I-29. Ejemplo de un incendio tipo charco

- *Dardo de fuego (jet fire)*. El suceso inicial para este tipo de incendio, es una fuga accidental de vapores o gases inflamables a presión, como por ejemplo en la rotura de una tubería procedente de un vaporizador o en la línea de impulsión de un compresor. El escape dará lugar a lo que se denomina chorro turbulento (jet). Dicha turbulencia hará que la masa de gas inflamable se mezcle con el aire circundante desde el punto de fuga. En la zona frontal del jet, donde ya ha cesado la turbulencia, la nube inflamable diluida resultante será desplazada por el viento y continuará dispersándose. Como se ha indicado en el caso de incendios de charco, si la nube inflamable resultante alcanza un punto de ignición se producirá inmediatamente la inflamación de la masa de gas, retrocediendo el frente de llama hasta el lugar de la fuga, por lo que se formará un dardo de fuego que continuará mientras permanezca la emisión de gas/vapor (Colmenero, 2011).



Figura I-30. Ejemplo de incendio tipo dardo de fuego

- **Llamarada (*flash fire*)**. Llama progresiva de difusión, de baja velocidad. No produce ondas de presión significativas. Suele estar asociada a la dispersión de vapores inflamables a ras de suelo. Cuando éstos encuentran un punto de ignición, el frente de la llama generado se propaga hasta el punto de emisión, barriendo y quemando toda la zona ocupada por los vapores en condiciones de inflamabilidad. Si el origen de los vapores es un vertido con evaporación, el fenómeno acaba en un incendio de charco (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999).



Figura I-31. Ejemplo de incendio tipo llamarada

- **BLEVE (*Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion* o también *Bola de Fuego*)**. Este escenario se refiere a la bola de fuego (*fireball*) que se produce por el estallido súbito y total, por calentamiento externo, de un recipiente que contiene un gas inflamable licuado a presión, cuando el material de la pared pierde resistencia mecánica y no puede resistir la presión interior. El calentamiento extremo es generalmente producido por un incendio de charco o de dardo de fuego, y la probabilidad de que estalle es especialmente elevada en los casos en los que hay un contacto directo de la llama con la superficie del recipiente (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999). Para mayor información, consultar NTP-293 y NTP-294 (NTP 293: Explosiones BLEVE(I): Evaluación de la radiación térmica, 2003; NTP 294: Explosiones BLEVE (II): medidas preventivas, 2003)



Figura I-32. Ejemplo de incendio tipo bola de fuego (BLEVE)

Las diferentes posibilidades, respecto a los incendios, se han esquematizado en la Figura I-33 (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999).

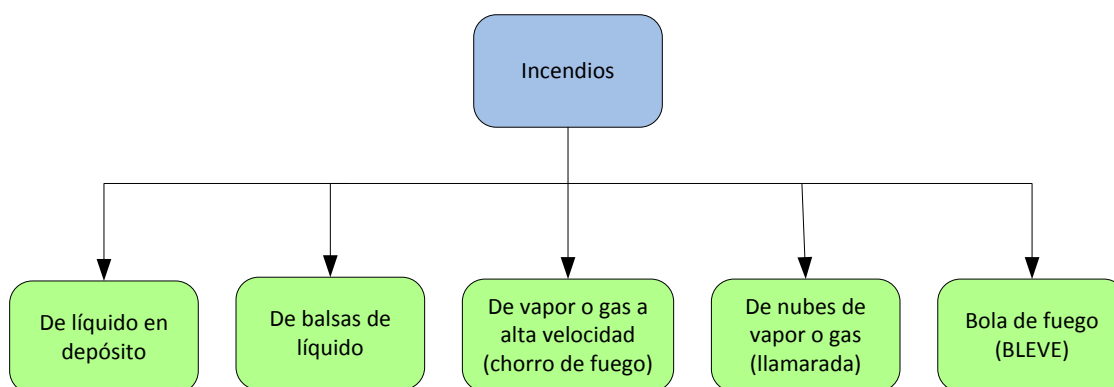


Figura I-33. Distintas posibilidades de accidente mayor con fuego

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo mecánico:
 - **Explosión** (en general, sin especificar). Equilibrio en un período breve de una masa de gases en expansión contra la atmósfera que la envuelve. Si la energía necesaria para la expansión de los gases procede de una reacción química, se dice que la explosión es química; es el caso de las explosiones derivadas de fenómenos de combustión donde están involucrados gases inflamables, de explosiones derivadas de reacciones incontroladas y de explosiones asociadas a la ignición o descomposición de sustancias explosivas. Si la energía procede de la liberación repentina de un gas comprimido o de la expansión rápida de vapores, se trata de una explosión física (este último tipo de explosión se denomina estallido).



Figura I-34. Ejemplo de una explosión

- **Explosión de una nube de vapor inflamable no confinada (UVCE, Unconfined Vapor Cloud Explosion).** Tipo de explosión química que involucra una cantidad importante de gas o vapor en condiciones de inflamabilidad, que se dispersa por el ambiente exterior. Para que esto ocurra, a grandes rasgos, la cantidad de gas tiene que superar el valor de algunas toneladas. Cuando no es así, normalmente la ignición de la masa de vapor deriva en una llamarada sin efectos mecánicos importantes. En general, este tipo de accidentes se asocia a situaciones que determinan el escape masivo de gases licuados, gases refrigerados y líquidos inflamables muy volátiles (con una intensa evaporación), ya que en estas circunstancias se pueden generar una gran cantidad de vapores inflamables en un breve período de tiempo. Para más información, consultar NTP-321 (NTP 321: Explosiones de nubes de vapor no confinadas. Evaluación de la sobrepresión, 2003).
- **Explosión de vapor confinado (CVE, Confined Vapor Explosion).** Tipo de explosión química que involucra gases inflamables en condiciones de confinamiento (total o parcial). Normalmente se asocia a explosiones derivadas de la combustión en recintos cerrados de vapor inflamable (naves industriales, salas de trascolamiento, cámaras de aire de depósitos, sistemas de drenaje contaminados por productos volátiles, etc.).
- **Estallido de contenedor a presión.** Explosión física derivada de la rotura repentina de un recipiente a presión, causada por la presión interior y por un

fallo de la resistencia mecánica del contenedor, que provoca una dispersión violenta del fluido interior, una onda de presión y proyectiles.

- **BLEVE.** Ver descripción en fenómenos de tipo térmico.

En la Figura I-35 se muestra de forma esquemática las diversas posibilidades de explosión (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999).

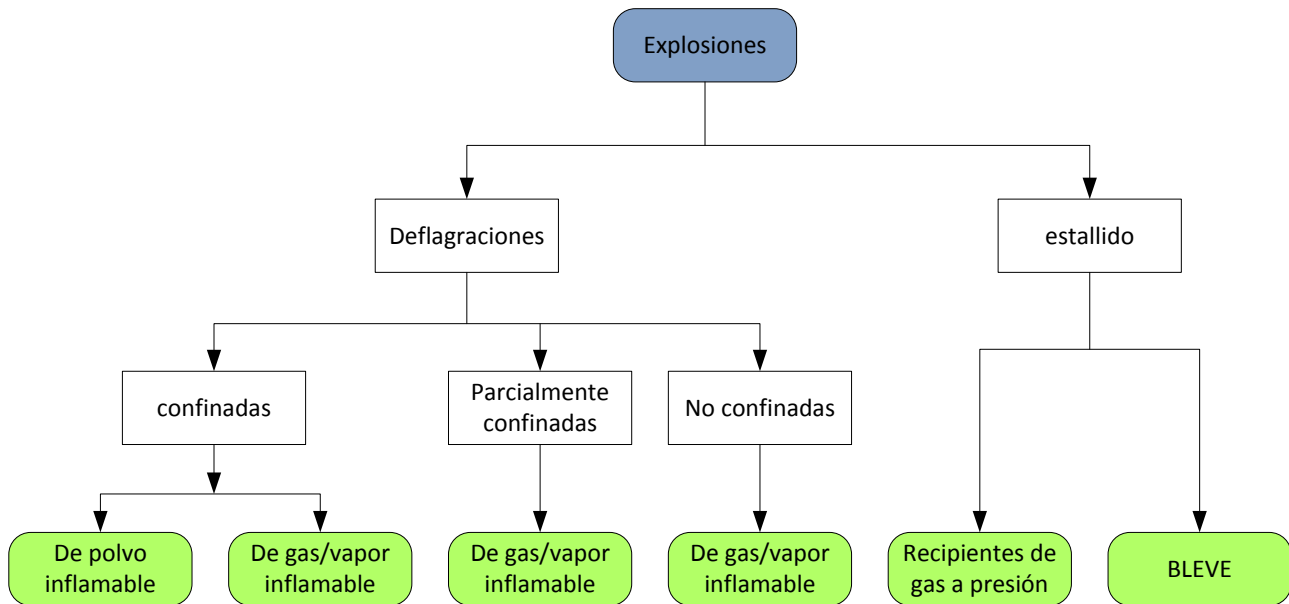


Figura I-35. Explosiones generadas por una combustión muy rápida

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos asociados a la concentración de una sustancia emitida al ambiente (de tipo térmico para sustancias inflamables y de tipo químico para sustancias tóxicas). Un escape de un producto tóxico o inflamable en forma gaseosa, o bien en forma líquida en condiciones de ser vaporizado, produce una nube de gas. Esta nube, según sea la velocidad de salida del producto, se comporta como:
 - **Un chorro gaseoso (turbulent free jet):** en este caso, la dispersión del producto depende de la velocidad y de la presión de salida. Cuando el gas o vapor está suficientemente diluido y su velocidad es menor que la velocidad del viento, se dispersará a corta distancia en función de las condiciones meteorológicas;

- **La dispersión atmosférica:** la nube, en función de las condiciones meteorológicas, se extiende y se desplaza mientras se va diluyendo. Las áreas de terreno que quedan bajo el efecto de esta nube sufrirán las consecuencias del producto contaminante, que en algunas ocasiones, como en Bhopal en el año 1984, pueden ser muy graves.

Según la evolución del fenómeno en el tiempo, las emisiones pueden clasificarse en: *instantáneas* (soplo), *continuas* (emisiones prolongadas en el tiempo) y en *régimen transitorio* (emisiones limitadas en el tiempo y a menudo de caudal variable).

Según la densidad del producto, la dispersión puede ser *neutra* o *gaussiana* (gases o vapores con densidad similar a la del aire), o de *gases pesados* (productos más densos que el aire, de manera que la gravedad ejerce una influencia significativa en la evolución de la nube).

Los accidentes de gran magnitud que pueden ocurrir en una industria química están casi siempre asociados al escape de un producto tóxico o inflamable, generalmente un fluido; sin embargo, algunos accidentes (por ejemplo las explosiones de atmósferas de polvo) pueden suceder en el interior del equipo sin que se produzca un escape.

El escape de un fluido hacia la atmósfera puede producirse por diversas razones: por rotura de una conducción, por explosión de un recipiente a presión, por rebosamiento de un depósito, *etc.* Según la forma de salida y las características del fluido puede dar lugar a un incendio, una nube tóxica o inflamable, *etc.*

Si el escape es de líquido, se formará un charco (siempre en función de la disposición del terreno) y habrá evaporación; si el producto es combustible, puede tener lugar directamente un incendio del líquido vertido, o bien puede transformarse en una nube que se inflamará al encontrar un punto de ignición, con la explosión consiguiente. Ésta originará una onda de sobrepresión, que puede destruir las instalaciones circundantes y provocar nuevos escapes (efecto dominó). Si el producto es tóxico, la nube que se formará puede simplemente expandirse en la atmósfera (si es menos pesada que el aire) o bien desplazarse a ras de suelo, según las condiciones atmosféricas, con el peligro subsiguiente para la población.

Si el escape es una mezcla de líquido y vapor, como suele suceder con líquidos sometidos a presión y temperatura que experimentan una despresurización súbita, es prácticamente seguro que se formará una nube (excepto si el viento lo impide) con las mismas consecuencias finales que para el caso anterior.

En un escape de gas o de vapor, la situación dependerá de la velocidad de salida. Si ésta es inferior a unos $\frac{20 m}{s}$ (valor un tanto arbitrario, pero generalmente aceptado), puede formarse también una nube, o, si se trata de un gas combustible, puede arder como una antorcha. Si la velocidad es superior a aproximadamente $\frac{20 m}{s}$, la turbulencia originada impide la formación de la nube y el producto queda diseminado en la atmósfera, o bien, si es combustible, puede inflamarse y formar una antorcha capaz de destruir otras instalaciones cercanas (en estos casos de salida de un producto inflamable a una velocidad relativamente alta, la ignición puede ser provocada por las chispas originadas a causa de la electricidad estática generada por la propia salida del fluido).

Finalmente, es posible también que el accidente sea causado por una sustancia pulverulenta. Los productos sólidos divididos finamente, si son oxidables y están en suspensión en el aire, pueden dar lugar a explosiones con un gran poder destructor. Esto suele ocurrir no en el exterior sino en el interior de determinados equipos. En este caso, pues, puede suceder el accidente sin que se haya producido propiamente un escape. Sólidos aparentemente tan inofensivos como el corcho, la harina, el azúcar, la aspirina o el aluminio han originado fuertes explosiones en silos, ciclones, líneas de transporte neumático, etc. Por otra parte, un sólido dividido finamente puede salir al exterior (por ejemplo, por un sistema de tratamiento de gases defectuoso o de baja eficacia) y originar una nube; ésta difícilmente será combustible pero, en cambio, sí puede crear problemas cuando el producto es tóxico o contaminante (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999). Para mayor información sobre escapes o fugas, revisar NTP-362 (NTP 362: Fugas en recipientes y conducciones: Emisión en fase líquida, 2003).

La clasificación anterior ha sido retomada en diferentes fuentes bibliográficas y se han convertido el punto de referencia para los estudios de riesgos y consecuencias. Dentro del volumen 2 de *Loss Prevention in the Process Industries* (LESS, 1995), particularmente los temas 16.1, 16-10, 16.12, 16.14, 16.15, 16.16, 16.17, 17.28, 17.29,

26.5, 27.6, 27.7 y 29.23, se analizan con detalle los criterios señalados, en tanto que en el libro *Análisis del riesgo en instalaciones industriales* (Casal J. , Montiel, Planas, & Vílchez, 1999), se dedica el capítulo 4 al tema de *incendios*, capítulo 5 para el tema de *explosiones*, capítulo 6 para el tema de la *BLEVE-Bola de fuego* y el capítulo 7 para el tema de *dispersión de nubes tóxicas o inflamables*. El ministerio del trabajo y asuntos sociales de España, ha publicado diferentes artículos donde se describen las características particulares de cada modelo con la finalidad de hacer una estimación numérica de las consecuencias de cada uno de los accidentes mencionados incluyendo su descripción y evaluación; se agrupan en las siguientes notas: NTP 293: *Eexplosiones BLEVE(I). Evaluación de la radiación térmica*; NTP 321. *Explosiones de vapor no confinadas, evaluación de la sobrepresión*; NTP 326. *Radiación térmica en incendios de líquidos y gases*; NTP 362. *Fugas en recipientes y conducciones: Emisión en fase líquida*; y en NTP 599. *Evaluación del riesgo de incendios, criterios*.

Capítulo II: Metodología

En el capítulo anterior se ha hecho una descripción de los conceptos relacionados con el petróleo, la industria petrolera, refinación de petróleo, así como los riesgos y consecuencias de los accidentes industriales. Con ello, se establecen las bases para la realización de un análisis más minucioso de los diferentes procesos o subsistemas de una refinería moderna con el fin de determinar los componentes que presentan mayor riesgo de desencadenar peligros y accidentes de magnitudes y consecuencias mayores tanto para el medio ambiente, los seres humanos y las instalaciones industriales de los complejos de refinación.

En este capítulo se presenta una propuesta metodológica que se enfoca en la aplicación de dos técnicas (metodologías) que han sido utilizadas de forma eficaz en las industrias, éstas técnicas son *what if* y *HAZOP*. La propuesta se centra en realizar un primer análisis con *what if* para determinar los escenarios que presentan mayor riesgo en el complejo industrial de refinación (como un panorama general rápido) y con los resultados que se obtienen de ese ejercicio, se selecciona el proceso de mayor riesgo identificado para realizar una revisión más minuciosa de éste mediante la técnica *HAZOP*.

Lo anterior, con la finalidad de mostrar la manera en que se deben realizar los estudios de riesgo en las diferentes industrias y particularmente en la industria de refinación de petróleo.

Por la magnitud de un análisis minucioso (utilizando *HAZOP*), se requiere de un trabajo arduo que arrojaría demasiada información a considerar para elaborar un informe de riesgo y sus escenarios. Por esta razón, se realiza sólo sobre el proceso que mayor peligro puede representar y que servirá de base para aplicarse a todos los procesos involucrados en las refinerías de petróleo.

II.1 Propuesta metodológica

El análisis de riesgo y de consecuencias se encuentra muy favorecido por la intervención de expertos en las diferentes áreas que involucran los distintos aspectos que se deben considerar durante el proceso de identificación de peligros y sus efectos; este proceso ha sido enriquecido por la amplia gama de metodologías que han sido

desarrolladas a partir de la práctica cotidiana del ejercicio de la ingeniería y de las ciencias en general a partir de un enfoque sistémico. En el caso de los accidentes y peligros, se han complementado con el registro histórico de los accidentes de magnitudes diversas, las características que se presentan en los distintos escenarios y modelados con el fin de estudiar sus consecuencias.

En la Figura II-1 se muestra en forma de diagrama de procesos la metodología que se propone; en ella se puede apreciar el conjunto de etapas consideradas para las metodologías *what if* (lado izquierdo) y *HAZOP* (lado derecho). Previa al inicio de la aplicación de cualquiera de las dos metodologías los pasos que deben realizarse son los siguientes:

1. **Identificación del sistema a analizar, objetivos y alcance.** En esta etapa se realiza la identificación del sistema o proceso sobre el cual se tiene el interés para determinar los escenarios de riesgo; se deben definir los objetivos que se pretenden alcanzar con la aplicación de la propuesta metodológica y se realiza la delimitación de lo que abarcará el análisis. Se debe tomar en consideración que el análisis puede realizarse en cualquier fase del proyecto de ingeniería y en caso de que obedezca a accidentes, se recomienda que se realicen los ajustes necesarios en los procesos y volver a evaluar el o los procesos con el fin de determinar en qué medida mejora o aminora el riesgo identificado.
2. **Selección del panel de expertos y la definición de sus funciones.** Después de que se haya identificado el sistema a analizar, se convoca al gerente de seguridad y/o de procesos para convocar a un grupo consultor externo o interno de la planta para que a su vez convoque a los encargados de las diferentes áreas de operaciones en la planta y así, contar con información sobre la operación cotidiana de los procesos en base con su experiencia. Una vez convocados los expertos, definen cuáles serán sus funciones en el proceso de análisis.
3. **Recopilación de información, diagramas P&ID, PDF y detalles de procesos.** Se pide al encargado de operaciones o del proyecto que recopile la

información detallada de la planta, incluyendo planos, detalle técnico y operativo de componentes y procesos y demás información que cada uno de los representantes de las áreas involucradas tengan a la mano con la finalidad de enriquecer el proceso de identificación de escenarios de riesgos y de sus consecuencias.

4. **Acondicionamiento del lugar de trabajo, incluyendo selección de materiales y herramientas de trabajo.** Se busca un lugar dentro o fuera de la planta para que los expertos se sientan lo más cómodos posible y para que ello contribuya a una lluvia de ideas de manera productiva, se seleccionan los materiales, equipos de cómputo y/o programas de cómputo para apoyar el proceso del estudio.
5. **Explicación de la dinámica de trabajo a los integrantes del equipo.** Una vez que se reúne el equipo de expertos en el lugar adecuado, el facilitador o líder del grupo explica los detalles y propósito del estudio para que se integren y contribuyan a la identificación de los riesgos latentes en la planta o proceso seleccionado.
6. **Caracterización del riesgo (matriz de riesgos).** Con la ayuda del facilitador (líder del proyecto), los expertos definirán la escala de frecuencia y severidad que tomarán como referencia para evaluar el riesgo de los escenarios que se identifiquen.
7. **Dinámica *what if*.** En el caso de esta metodología, se sigue la secuencia de las etapas definidas en el capítulo anterior. La lista de preguntas se elaborará para cada uno de los procesos que integran a la planta o sistema a analizar para que con el trabajo del grupo de expertos se aplique posteriormente a cada proceso. Al finalizar la revisión, se registrará en los medios que se definieron en el punto 4 y al finalizar el análisis, se ordenan los escenarios con valor de riesgo mayor a menor; ese será el orden en que se evaluarán los escenarios con el uso de la metodología *HAZOP*. En caso de que existan riesgos con una misma calificación, se dejará a criterio del grupo de expertos

el escenario con el que comenzarán a realizar el análisis más minucioso, según se describe en el punto 5.

8. **Dinámica HAZOP.** Una vez que se hayan evaluado todos los procesos y ordenado mediante el valor de riesgo obtenido, se selecciona aquél que tiene la calificación mayor de riesgo y se aplica el proceso de análisis *HAZOP* como se describió en el capítulo anterior; se registran los resultados parciales que se obtienen al evaluar cada desviación considerada mediante el conjunto de palabras guías + parámetro de cada uno de los nodos de interés y se deberá aplicar la metodología a cada uno de los procesos según los criterios del grupo de expertos, continuando con el siguiente proceso con calificación igual o menor al proceso previo hasta terminar el análisis de todos ellos.

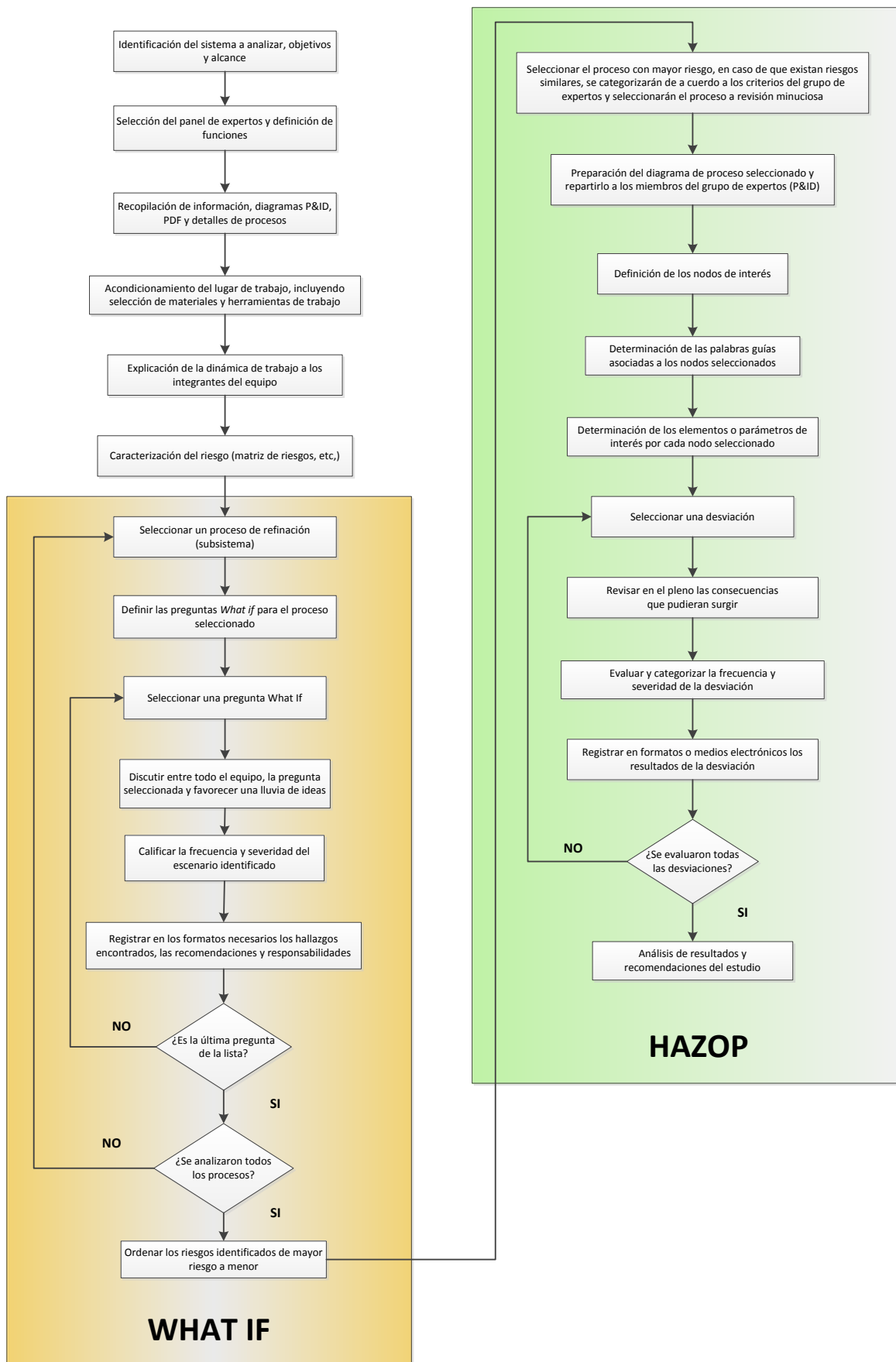


Figura II-1. Esquema de la metodología propuesta

II.2 Aplicación de la metodología

II.2.1 Identificación del sistema a analizar, objetivos y alcance

La intención de la aplicación de las técnicas de identificación de riesgos y sus escenarios (*what if* y *HAZOP*) para el caso particular de éste trabajo, se enfoca hacia el análisis de los procesos (subsistemas) que conforman a un sistema de refinación (refinería). Debido a la complejidad de los procesos, la extensión de un análisis completo a detalle se convierte en una tarea extenuante y que queda fuera del alcance de este trabajo.

Así, los objetivos del análisis de los procesos de refinación tienen como propósito identificar los escenarios de riesgo que se presentan en un modelo de refinería actual, basado en el que propone la Secretaría de Energía de México en su prospectiva de petrolíferos 2006-2015 y que a su vez, lo toma del Instituto Nacional del Petróleo (SENER, 2011).

Mediante el uso de técnicas cualitativas y el empleo de una matriz de riesgos se enriquece el trabajo de identificación al combinar las técnicas y la matriz para poder contar con información más concisa de forma numérica que proporcionan una forma más eficiente de clasificar los riesgos, sus escenarios y atender las causas de forma oportuna.

La intención del análisis de riesgos en una refinería se hace mediante su aplicación a todos los procesos (con el uso de la técnica *what if*) del análisis de riesgo y cuantificarlo por parte de los expertos quienes tomarán como referencia la información registrada en la planta, de bases de datos y de la experiencia de los propios integrantes del grupo de expertos. El alcance de este trabajo se reduce a aplicar la técnica de análisis *HAZOP* al proceso que resulta con mayor riesgo identificado mediante la aplicación de la técnica *what if*.

II.2.2 Selección del panel de expertos y la definición de sus funciones

Una vez que se ha definido el objetivo que se espera alcanzar con la aplicación de la metodología propuesta, se requiere convocar a los expertos en las diferentes áreas o departamentos que conforman a una refinería de petróleo. Es necesario contar con la

colaboración de los encargados de las diferentes áreas críticas de la refinería con la finalidad de que ellos mismos aporten la información necesaria para enriquecer el trabajo de identificación de riesgos y peligros.

La cantidad de participantes depende de la magnitud del proyecto, de los procesos que se analizan y las sesiones deberán ser las menos posibles para favorecer la motivación y disposición para cooperar con la ardua tarea, procurando que no sean demasiado estresantes ni con mucho tiempo para su elaboración ya que ello puede conducir a que el desinterés y la objetividad se vea viciado por el cansancio y apatía.

El panel de expertos se conformará por un grupo interdisciplinario de empleados de la refinería, cuyas funciones de manera general se resumen en la Tabla II-1.

Tabla II-1. Equipo de expertos, perfiles y funciones

Cargo/área	Función
Líder del proyecto	<ul style="list-style-type: none"> • Programar las sesiones • Controlar las discusiones • Evitar discusiones sin sentido • Conducir al equipo a obtener conclusiones • Procurar tiempo para que el secretario (a) pueda hacer anotaciones • Mantener siempre el objetivo de la sesión y motivar la imaginación de los participantes <p>El líder debe tener habilidades de motivación, convocatoria y capacidad de conducción de las sesiones, con conocimientos plenos de las técnicas aplicadas y sobre todo, deberá crear un ambiente propicio para que los expertos participen abierta y libremente, considerando todo tipo de ideas por obvias o simples que parezcan.</p>
Secretario	<ul style="list-style-type: none"> • Toma de notas adecuadamente • Informar si requiere más tiempo, informar si algo no es claro, elaborar listas de recomendaciones, severidades, etc. • Elaborar borrador de la hoja de trabajo
Departamento de procesos (proyectos)	<ul style="list-style-type: none"> • Describir claramente el proceso • Definir la intención del diseño del sistema • Informar sobre condiciones del proceso y del diseño
Departamento de operaciones	<ul style="list-style-type: none"> • Proporcionar información sobre la operación y control de la refinería
Departamento de seguridad	<ul style="list-style-type: none"> • Proporcionar información sobre las sustancias en la refinería • Proporcionar información sobre compatibilidad con cualquier proceso adyacente • Proporcionar información sobre incidentes o accidentes registrados en las instalaciones o de accidentes similares en otras refinerías a nivel mundial

Cargo/área	Función
Departamento de ingeniería mecánica y tuberías	<ul style="list-style-type: none"> • Proporcionar las especificaciones del equipo • Proporcionar los detalles de equipos paquetes • Definir el arreglo de equipo y tubería (PLG)
Departamento de instrumentación	<ul style="list-style-type: none"> • Informar detalles de la filosofía de control • Proporcionar detalles de los interlocks y alarmas • Proporcionar detalles de los sistemas de paro de emergencia
Consultor experto en seguridad y riesgo	<ul style="list-style-type: none"> • Apoyo al líder para complementar las ideas y sugerencias durante las sesiones del estudio de análisis de riesgo • Será necesario trabajar en varios frentes con grupos de expertos que se enfocarán al análisis de los procesos y en este sentido, el consultor apoyará orientando a los subgrupos de trabajo mediante las técnicas utilizadas para identificar los escenarios de riesgo

Con la finalidad de reducir la cantidad de formatos de registro de los resultados del análisis, se designa considera a personal experto de 4 departamentos con la finalidad de que ellos sean los responsables de evaluar la frecuencia y severidad de los escenarios identificados. Por lo que se agrupan las funciones de instrumentación, mecánica, tuberías a los representantes de los respectivos departamentos como representantes en el área de ingeniería mecánica e instrumentista.

Finalmente, los participantes en el proceso de evaluación conjunta, se agrupan como se muestra en la Tabla II-2. Los expertos 1, 2, 3 y 4 son quienes con base la experiencia y responsabilidades de sus respectivos departamentos en la refinería calificarán la frecuencia (o probabilidad de ocurrencia de los eventos) y la severidad (o gravedad del peligro). El resto del panel, conducirá las sesiones, registrará los resultados parciales y finales del análisis y al final del análisis emitirá un reporte con los aspectos más relevantes de la identificación de los escenarios de riesgo en la refinación de petróleo.

Tabla II-2. Participantes en la evaluación de riesgo

Experto/representante	Especialidad (es)
Líder del proyecto	Conducción de la dinámica de identificación de riesgo
Consultor externo	Asesor en metodología general y particular a los expertos
Secretario	Escriba y responsable de la logística de las sesiones
Departamento de proyectos	Ingeniería del proyecto
Departamento de operaciones	Ingeniero de operaciones
Departamento de seguridad	Ingeniero de seguridad

Experto/representante	Especialidad (es)
Departamentos de ingeniería mecánica, tuberías e instrumentista	Ingeniero mecánico Ingeniero de tuberías Ingeniero Instrumentista

II.2.3 Recopilación de información, diagramas P&ID, PDF y detalles de procesos

Los expertos convocados que representan a sus respectivos departamentos y que participan en la identificación de los escenarios de riesgo, en su ámbito de competencia, reúnen la documentación de los procesos, los detalles de las partes (elementos) de las diferentes plantas de refinación, reúnen toda la información con que cuenten. Entre ella se debe de considerar planos de la planta y diagramas de proceso (P&ID).

En el modelo de refinación antes indicado, no se incluye la parte dedicada al desalado del crudo por lo que se incluye ese proceso a fin de considerar todos los aspectos relevantes desde que el crudo de petróleo entra a la refinería y hasta que los productos refinados y derivados son conducidos a la siguiente etapa de la cadena de suministro y de comercialización. El diagrama general de la refinería se presenta en la Figura II-2 y en la misma se muestra de forma esquemática cada proceso y las líneas que los unen para representar las tuberías por las que se conduce los productos entre los procesos de refinación.

Después de que presenta el diagrama de refinería, se describen en forma concisa a cada uno de los procesos que conforman al complejo de refinación. Es necesario precisar que el esquema propuesto no es único y universal pues cada refinería presenta una configuración diferente. En la industria de refinación existen instalaciones desde las más simples (que refinan mediante una destilación atmosférica) hasta las más complejas en las que se saca provecho hasta el último residuo de los procesos de refinación (no hay desperdicio alguno).

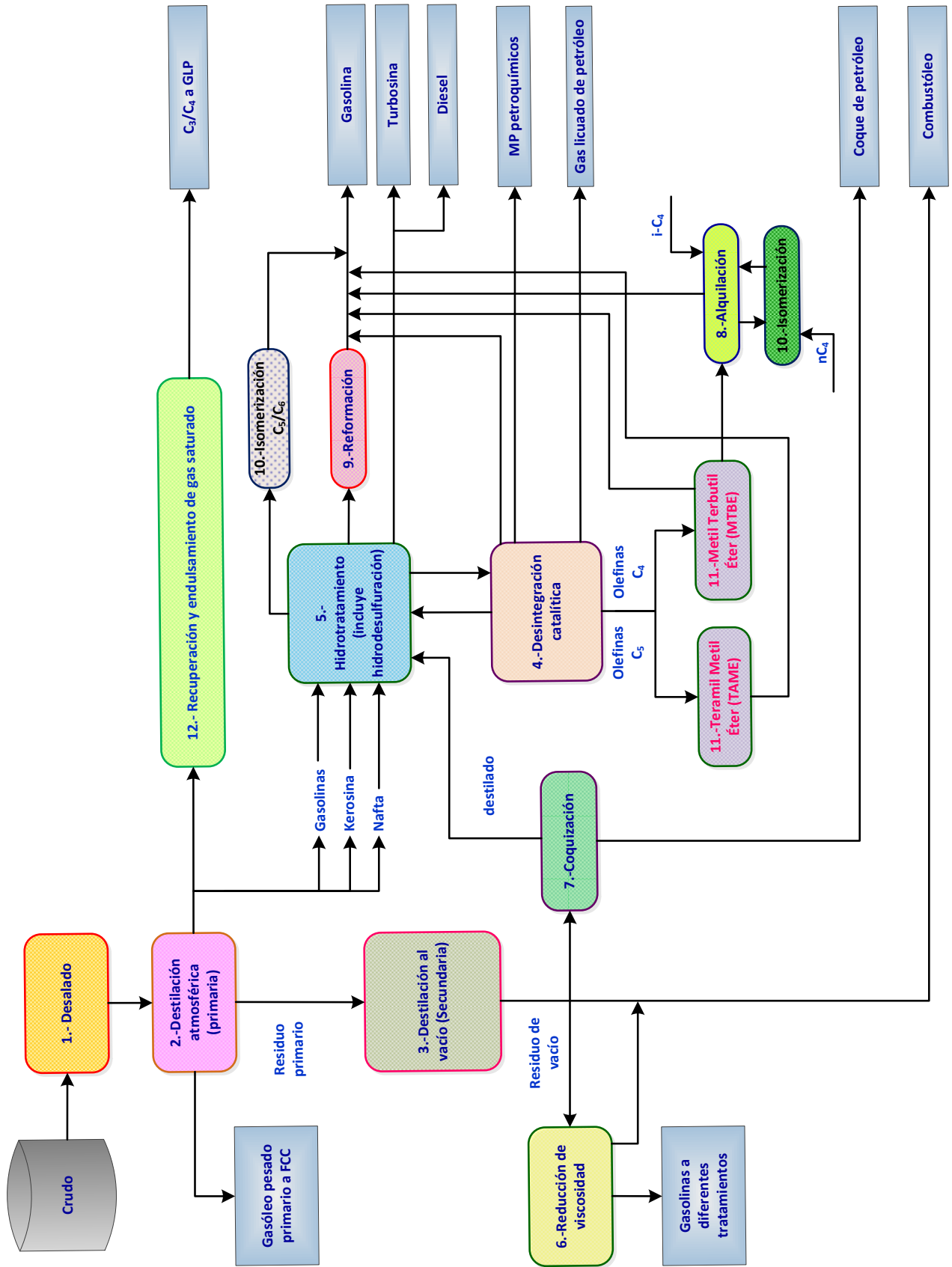


Figura II-2. Esquema general de una refinera

II.2.3.1 Desalado del petróleo crudo

La finalidad de este proceso es la liberación de materiales corrosivos y de residuos de lodo y otros materiales provenientes de los pozos de producción. Existen dos formas de desalado: por reacciones químicas o por electrolisis. En el primer caso se realiza un lavado con agua y sosa que permite extraer las sales (cloruro de sodio, cloruro de potasio y cloruro de magnesio, transformadas en cloruro de sodio con sosa) del crudo con el fin de reducir la corrosión ácida y minimizar el ensuciamiento y los depósitos. En el segundo caso, el desalado por electrolisis es el proceso de separación que se utiliza de manera común por su efectividad empleando un campo eléctrico de corriente continua o alterna, mediante la cual se logra la coalescencia de las gotas de agua emulsionada. En la Figura II-3 se muestra un ejemplo del segundo tipo de planta.

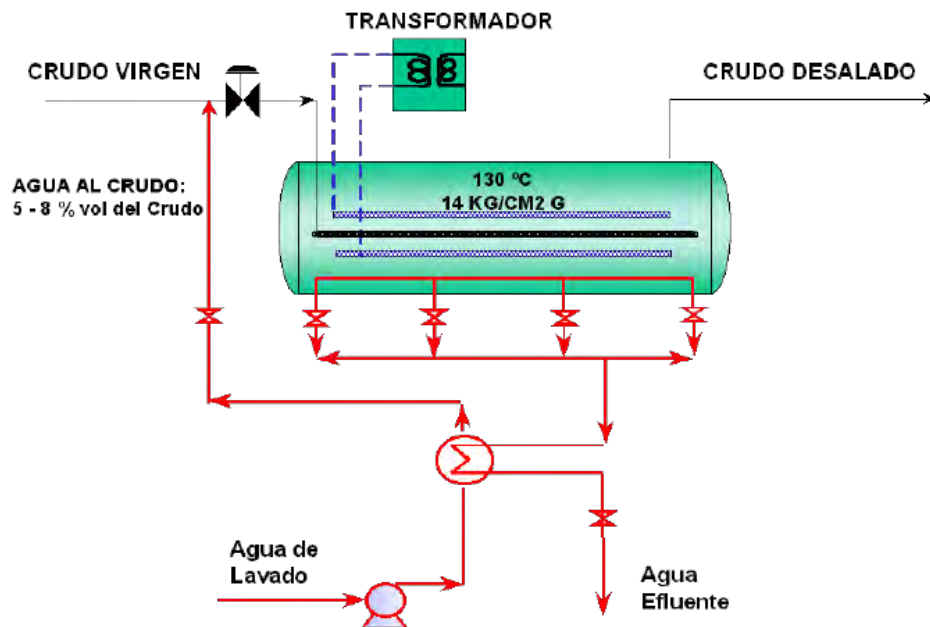


Figura II-3. Planta desaladora por electrolisis

II.2.3.2 Destilación atmosférica (primaria)

Es la destilación que es realizada a una presión cercana a la atmosférica. Se utiliza para extraer los hidrocarburos presentes de forma natural en el crudo, sin afectar a la estructura molecular de los componentes. En las unidades de destilación atmosférica, el objetivo es obtener combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que luego se procesarán en otras unidades. El proceso se basa en la transferencia de masa entre las fases líquido-gas de una mezcla de hidrocarburos. Permite la separación de componentes

en función de su punto de ebullición. Para que se produzca el fraccionamiento o separación, es necesario que exista un equilibrio entre las fases líquido y vapor, que es función de la temperatura y presión del sistema. Así los componentes de menor peso molecular se concentran en la fase vapor y los de peso mayor, en el líquido. Las columnas se diseñan para que el equilibrio líquido-vapor se obtenga de forma controlada y durante el tiempo necesario para obtener los productos deseados.

El proceso consiste en vaporizar el crudo y luego condensar los hidrocarburos en cortes definidos, modificando la temperatura a lo largo de la columna fraccionadora. La fase líquida se obtiene mediante reflujos, que son reciclados de hidrocarburos que retornan a la columna después de enfriarse intercambiando calor con fluidos refrigerantes o con carga más fría. Su función es eliminar controladamente la energía cedida en el horno de precalentamiento.

La columna de destilación está rellena de bandejas de platos, que es donde se produce el equilibrio entre los vapores ascendentes y los líquidos que descienden. A partir de los subproductos que se obtienen, se tienen las fracciones de gases, gasolinas, queroseno y naftas, así como el gasóleo que será tratado en el proceso 5. En la Figura II-4 se muestra un esquema de una planta de destilación primaria (Torres Robles, 2002).

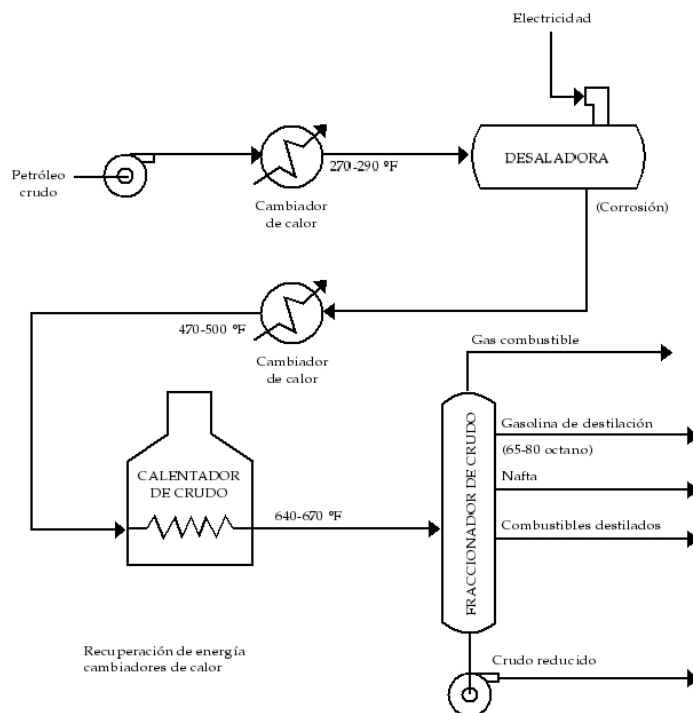


Figura II-4. Planta de destilación primaria

II.2.3.3 Destilación al vacío (secundaria)

Es el proceso complementario de destilación del crudo en el proceso anterior (destilación primaria), que no se vaporiza. El vaporizado de todo el crudo a la presión atmosférica necesitaría elevar la temperatura por encima del umbral de descomposición química y eso, en esta fase de la refinación es indeseable. El residuo atmosférico o crudo reducido procedente del fondo de la columna de destilación atmosférica, se bombea a la unidad de destilación a vacío, se calienta generalmente en un horno a una temperatura inferior a los 400 °C, similar a la temperatura que se alcanza en la fase de destilación atmosférica y se introduce en la columna de destilación. Esta columna trabaja al vacío, con una presión absoluta de unos 20 mm de Hg, por lo que se vuelve a producir una vaporización de productos por efecto de la disminución de la presión, pudiendo extraerle más productos ligeros sin descomponer su estructura química. En la unidad de vacío se obtienen solo tres tipos de productos: Gas Oil Ligero de vacío (GOL), Gas Oil Pesado de vacío (GOP) y Residuo de vacío.

Los dos primeros, GOL y GOP, se utilizan como alimentación a la unidad de craqueo catalítico después de desulfurarse en una unidad de hidrosulfuración (HDS). El producto del fondo, residuo de vacío, se utiliza principalmente para alimentar a unidades de craqueo térmico, donde se vuelven a producir más productos ligeros y el fondo se dedica a producir *fuel oil*, o para alimentar a la unidad de producción de coque. En la Figura II-5 se muestra un esquema de la refinación secundaria (Torres Robles, 2002).

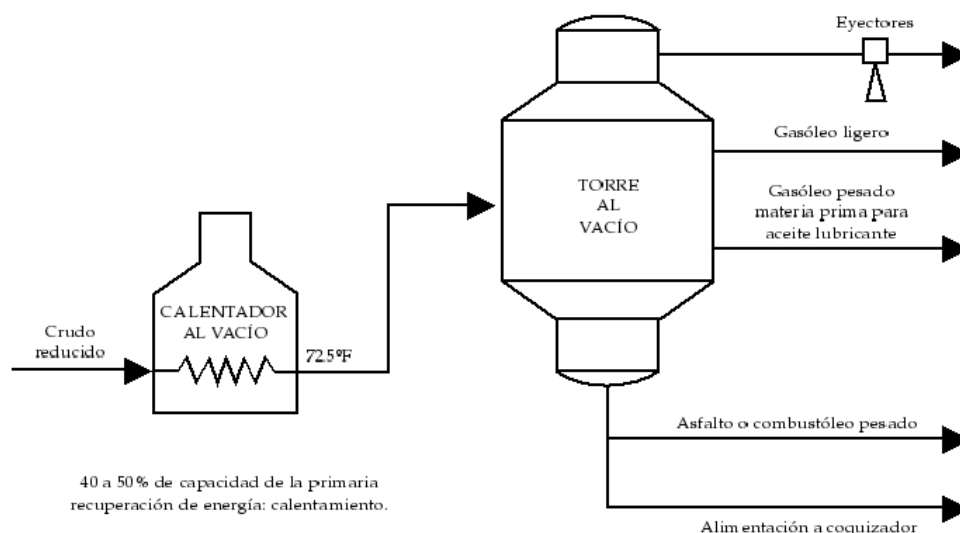


Figura II-5. Planta de destilación secundaria

II.2.3.4 Desintegración catalítica (FCC)

Este proceso tiene como fin la conversión de hidrocarburos pesados presentes en los gasóleos de vacío que permite producir gasolinas y aumentar su rendimiento, reduciendo la generación de productos residuales. El proceso es de tipo químico y utiliza catalizadores en base a zeolitas pulverizadas dentro de un reactor tubular con flujo ascendente. En el proceso se obtienen gasolinas y productos ligeros como el gas seco (metano y etano) que se utiliza en la producción de éteres y gasolina alquilada. Se genera un producto pesado rico en aromáticos, conocido como aceite cíclico ligero, que se procesa en las hidrotratadoras de la fracción diesel, y otro denominado aceite decantado que se incorpora al combustóleo. En la Figura II-6 se muestra un esquema general del proceso (Torres Robles, 2002).

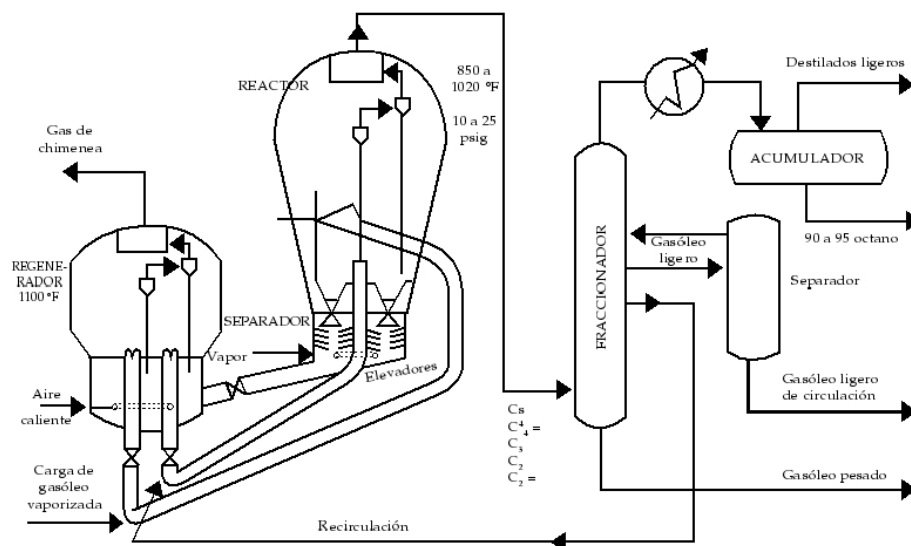


Figura II-6. Desintegración catalítica

II.2.3.5 Hidrotratamiento (incluye hidrodesulfuración)

También se conoce como proceso HDS y tiene como finalidad endulzar las fracciones de petróleo de la destilación primaria, así como una parte del coque obtenido en el proceso 7 y otra parte de la desintegración catalítica del proceso 4, con el fin de extraer el azufre y producir hidrógeno que se utiliza en los procesos de destilación y demás de la refinería. A partir de este proceso, se obtienen de manera directa la turbosina y el diesel. Es importante estar separando constantemente el ácido sulfhídrico, pues la calidad de los combustibles se empobrece y puede originar corrosión en vehículos y

dentro de la planta. En la Figura II-7 se muestra un esquema general de una planta de hidrodesulfuración (Torres Ataipoma).

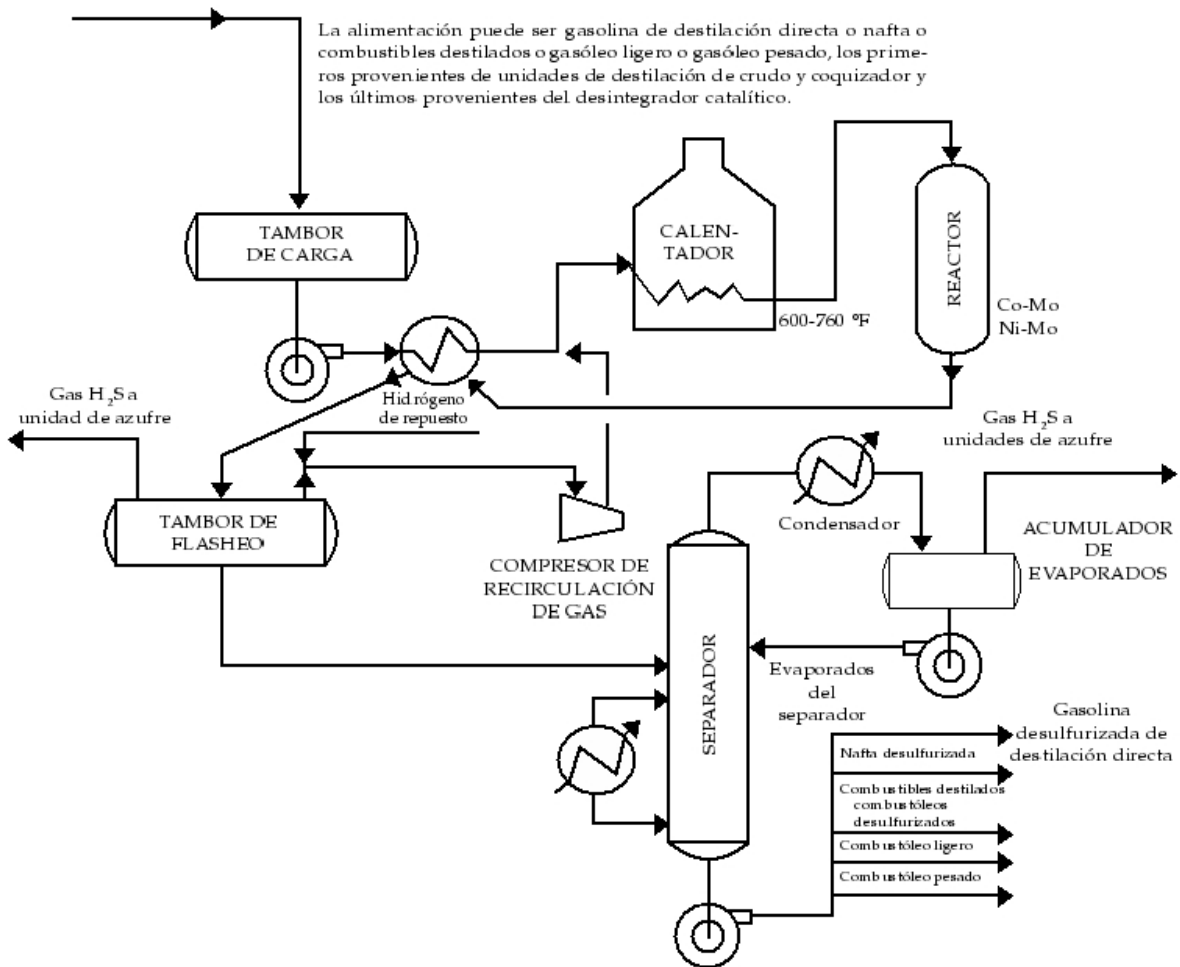


Figura II-7. Esquema de una planta de hidrodesulfuración

II.2.3.6 Reducción de viscosidad

En este proceso se obtienen los hidrocarburos de bajo peso molecular tales como gases, gasolina, gasóleos y residuo de baja viscosidad a partir de residuos de vacío de alta viscosidad. Los productos que aquí se obtienen, serán sometidos a diferentes tratamientos para producir gasolinas de alto octanaje y combustóleo comercializable sin mayor procesamiento. También se utiliza para la autogeneración de diluyentes del combustóleo para reducir el uso de destilados valiosos que también se usan para este propósito. En la Figura II-8 se muestra un esquema general de una planta de reducción de viscosidad (Lluch Urpí, 2008).

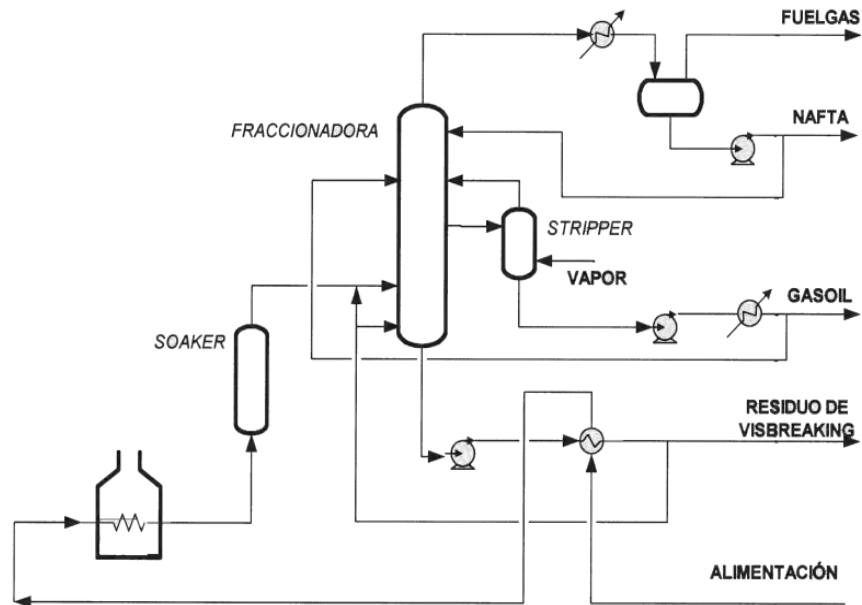


Figura II-8. Esquema de una planta de reducción de viscosidad

II.2.3.7 Coquización

Los procesos de coquización consisten en la desintegración térmica no catalítica de los residuales de la destilación; la ausencia de hidrógeno hace que los productos del proceso sean ricos en olefinas y azufre, requiriendo entonces de procesamiento posterior en las unidades de hidrotratamiento de destilados. Simultáneamente se produce coque de petróleo, compuesto constituido principalmente de carbón. El coque producido, se incorpora al proceso anterior, al hidrotratamiento (5) y como producto terminado. En la Figura II-9 se muestra el esquema de una planta de coquización (Torres Robles, 2002).

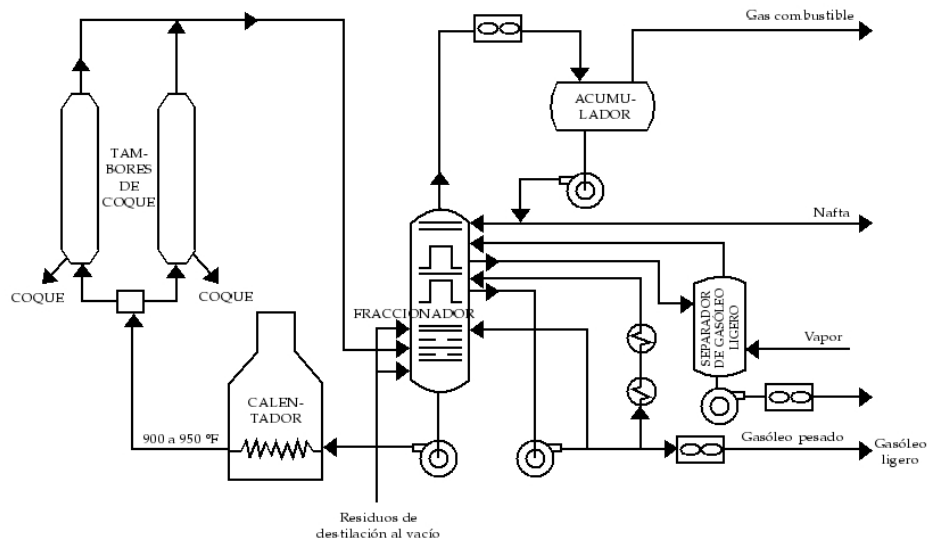


Figura II-9. Esquema de una planta de coquización

II.2.3.8 Alquilación

Este proceso produce gasolinas de alto octanaje por un proceso químico de síntesis de butilenos con isobutanos, su reacción se induce por catalizadores ácido-fuertes que pueden ser el ácido fluorhídrico o sulfúrico. Sus insumos provienen de isomerización (10), del proceso 11 y como un insumo externo a los procesos. En la Figura II-10 se muestra el diagrama de una planta de alquilación (Torres Robles, 2002).

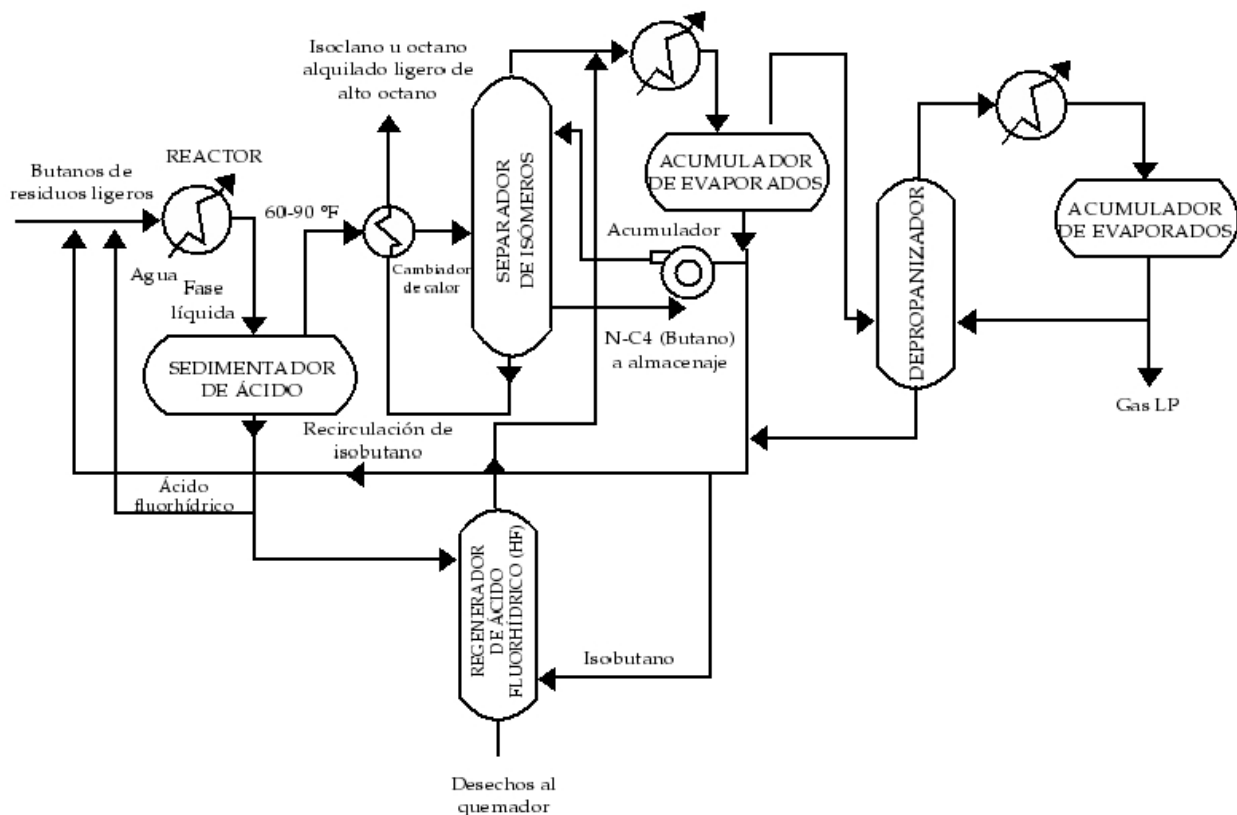


Figura II-10. Diagrama de una planta de alquilación

II.2.3.9 Reformación

Este proceso se lleva a cabo por medio de catalizadores o por calor (no muy común), su intención es la de modificar las estructuras moleculares lineales de los naftenos y evitar su detonación por efecto de la presión. Este proceso tiene como insumo, parte del proceso 5, por el cual se obtiene una fracción más de gasolinas. En la Figura II-11 se muestra el esquema de una planta de reformación (Torres Robles, 2002).

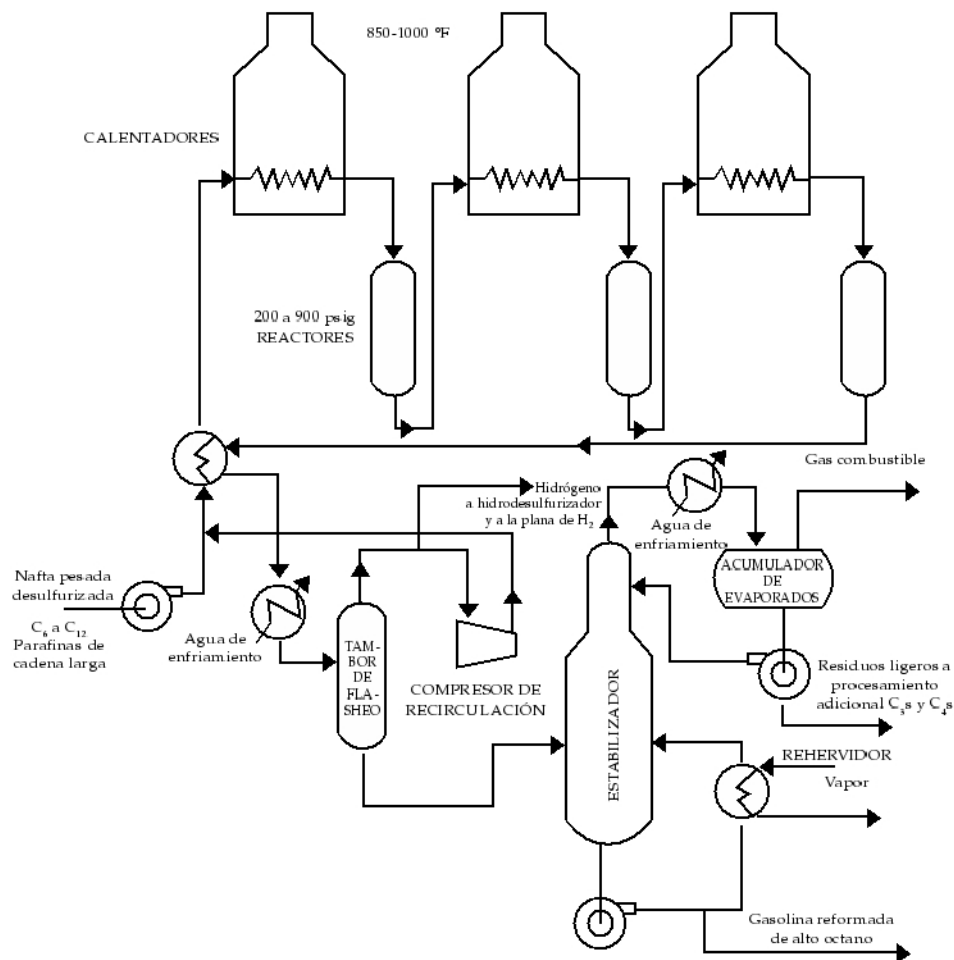


Figura II-11. Diagrama de una planta de reformación

II.2.3.10 Isomerización

Este es un proceso químico que convierte las cadenas de las moléculas de tipo parafínicos en una cadena ramificada. La finalidad de este proceso, es el de convertir las parafinas normales en isoparafinas, que tienen un valor de octanaje mayor. Aquí se separan la corriente de nafta en dos cortes, ligero y pesado; el ligero (moléculas de 5 y 6 átomos de Carbono), se suministran al proceso de isomerización, mientras que el pesado (moléculas de 7 a 11 átomos de carbono), es la carga al proceso de reformación. Las reacciones de isomerización son promovidas por catalizador de platino. Su fuente de insumo proviene directamente del proceso 5 que conduce a la producción final de gasolinas y la otra, como fuente externa para su enriquecimiento de octanaje y alimentar al proceso 8 y obtener así mejores gasolinas. En la Figura II-12 se muestra el diagrama de una planta de isomerización (Torres Robles, 2002).

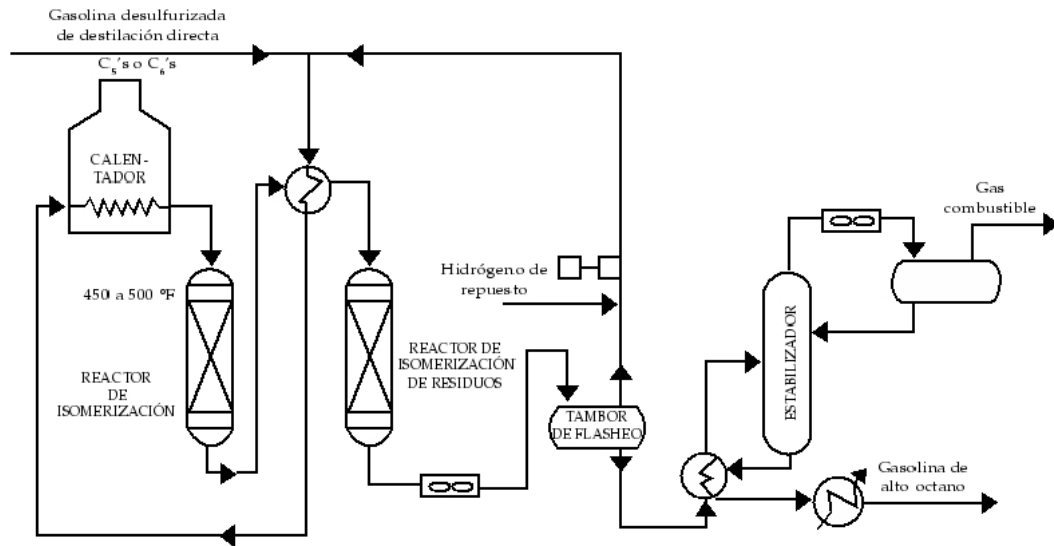


Figura II-12. Diagrama de una planta de isomerización

II.2.3.11 Olefinas C_4 y C_5 , que son mezcladas con Teramil Metil Éter (TAME) y Metil Terbutil Éter (MTBE)

Se realizan las mezclas de aditivos oxigenados denominados ecológicos en sustitución el tetraetilo de plomo (que es altamente contaminante), para aumentar el octanaje de los combustibles comercializables, como las gasolinas directas o mediante su tratamiento en el proceso 8 (Alquilación). En la Figura II-13 se presenta el esquema de una planta MTBE, ETBE o TAME (A. Mayers, 2005).

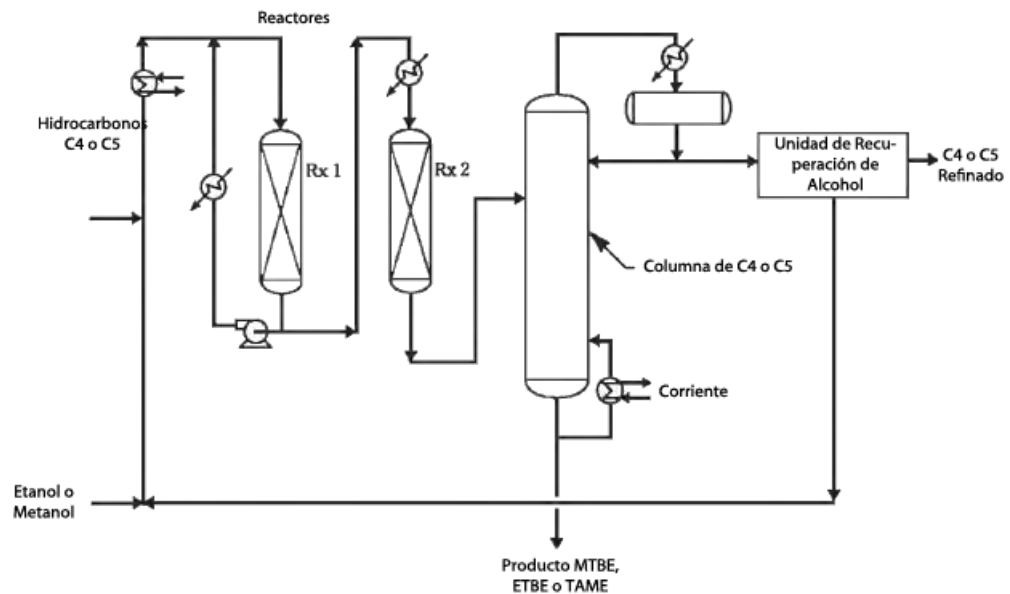


Figura II-13. Planta MTBE, ETBE o TAME

II.2.3.12 Recuperación y endulzamiento de gas saturado

En este proceso se elimina del gas, el ácido sulfhídrico (H₂S) y el bióxido de carbono (CO₂) del gas natural. Estos gases pueden estar presentes en el gas natural y en algunos casos pueden ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas (en el caso del H₂S); por esta razón, se tienen que eliminar para cumplir con las exigencias de los consumidores. También, estos gases son conocidos como gases ácidos, porque en presencia de agua forman ácidos, y un gas natural que posea estos contaminantes se conoce como gas agrio. En este proceso, se absorben las fracciones de propano y butano que son obtenidas directamente de la destilación primaria.

II.2.4 Preparación del lugar y materiales de trabajo

Para que el proceso de análisis e identificación de los escenarios de riesgo se vea favorecido por la experiencia y conocimientos del grupo de expertos participantes en la dinámica de la técnica, se precisa contar con un espacio dentro o fuera de las instalaciones de la refinería que sea acogedora, libre de distractores visuales y auditivos.

Se debe buscar que en el lugar se cuente con los materiales necesarios de papelería, proyector o cañón, computadoras personales o laptops, entremeses, alimentos, bebidas y todo lo que permita formar un ambiente confortable y atractivo para los participantes. Se debe contar con la documentación de los procesos y diagramas como los mostrados en el apartado anterior en un tamaño suficientemente grande como para que pueda ser revisado por los participantes. Se debe procurar que las sesiones no se extiendan demasiado pues ello pudiera provocar agotamiento o cansancio que traería consigo la pérdida del interés y de ser ese el caso, se viciaría la objetividad del proceso.

Por las razones antes expuestas, el facilitador o líder del proyecto se apoyará en el secretario y su asesor para atender situaciones en las que no haya consenso o en aquéllas en las que no entiendan el alcance de los puntos que se estén tratando en el momento del análisis.

Las sesiones deberán ser amenas, en donde se favorezca y respete la opinión de los participantes. Una buena coordinación de la participación de los expertos permite tener un

ambiente participativo que generará la lluvia de ideas que se espera obtener de un proceso de la naturaleza de las técnicas de la ingeniería de riesgo y consecuencias.

Software de apoyo

En la actualidad existen diversas aplicaciones comerciales para computadora orientadas al apoyo de la aplicación de las técnicas y metodologías desarrolladas para el análisis del riesgo y sus consecuencias. En una revisión en línea se ha buscado aplicaciones de esta naturaleza y se han encontrado aplicaciones que son específicas para alguna de las técnicas y otras más versátiles que permiten apoyar en la aplicación de varias de éstas. Naturalmente, los costos de estas herramientas son un factor importante a considerar pues el precio por licencia varía de los \$1,600 USD a los \$5,000 USD. También existen aplicaciones de distribución libre, cuyas características y solidez distan mucho de las comerciales.

La idea de considerar una aplicación para computadora apoyar el proceso de análisis de riesgos se enfoca a la documentación de todas las posibilidades de riesgo identificadas ya que la documentación que se vaya generando resulta ser demasiado extensa y se requiere de una productividad alta a fin de atender todo el sistema o subsistemas que fueron identificados desde el inicio de la aplicación de la metodología propuesta.

Algunas de las aplicaciones encontradas son:

- HAZSEC (<http://hazsec.com/>)
- @RISK (<http://www.palisade-lta.com/risk/>)
- SCRI (<http://www.heuristicos.com/scri/index.htm>)
- PHA-PRO (<http://www.dyadem.com/products/desktop/>)
- PHAWorks (<http://www.primatech.com/software/phaworks5>)
- HazardReview(<http://www.absconsulting.com/leadersoftware/hazard-review-leader.cfm>)

Estas aplicaciones no son las únicas, algunos autores como Nolan (1994) hacen mención de otras aplicaciones que se pudieran considerar algo rudimentarias por la manera en que operan y porque se encuentran diseñadas para un entorno de texto (sistema operativo DOS).

Para este trabajo se ha seleccionado al PHA-PRO versión 6, cuya característica principal es que cuenta con una interfaz sencilla y fácil de utilizar. Además de ofrecer una amplia lista de plantillas para soportar metodologías diferentes (FMEA, HACCP, HAZOP, Análisis de seguridad en el trabajo, LOPA, PrHA, *What If*, y otras más). La aplicación cumple con los lineamientos de la OSHA 1910.119 PSM (United States, Department of Labor, OSHA, 2012) y con otros estándares internacionales (europeos).

Entre las características de mayor relevancia se destaca la posibilidad de definir la matriz de riesgo y vincularla a cualquier tipo de análisis que se haga con las metodologías integradas, permite generar los formatos que concentran los resultados de los análisis y también permite estimar los costos que se generan al realizar los estudios de riesgo utilizando para ello los tiempos y tarifas de cada experto y del proyecto en conjunto.

En la Figura II-14 se presenta un ejemplo de ventana de captura de hoja de trabajo de un análisis mediante la técnica *what if*. Se destaca que junto con las preguntas de verificación se pueden asociar las consecuencias que desencadenaría, los valores de evaluación de frecuencia y severidad (los CR o calificación de riesgo se rellenan del color que le corresponde en la matriz de riesgos), así como las recomendaciones que se hacen sobre la pregunta evaluada.

What Ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿No hay suficiente crudo en el depósito (batería) de la refinería?	1. Detención total del proceso del complejo de refinación	1	4	4	29. Revisar los sistemas de bombeo desde el crudo desde los campos de producción hasta la refinería. 30. Establecer un sistema de verificación en los gastos de flujo para determinar posibles fugas del crudo. 31. Establecer políticas de seguridad que permitan evitar el pilaje (ordenes) de materias prima y materiales terminados.	Experto 2 (Ing. de Operación) Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
2. ¿La materia prima llega con concentraciones de emulsificaciones variables?	1. Se requiere de una evaluación constante de la calidad del crudo para poder determinar qué métodos de deshidratación y desalado se requiere utilizar.	1	1	1	1. Estandarizar los niveles de calidad en relación a la emulsificación con la finalidad de que se hagan los ajustes necesarios desde los campos de producción y concentración, y así, regular la calidad del material para refinación interna y de exportación. 2. Mejorar el Sistema de verificación de calidad del crudo en la refinación del crudo en la refinación para poder atender oportunamente las variables que pudieran presentarse durante la fase de deshidratación/desalado del crudo.	Experto 2 (Ing. de Operación) Experto 4 (Ing. Mecánico/Ti)
3. ¿El crudo contiene demasiado lodo o residuos de producción?	1. La Refinería deberá operar a unas capacidades mínimas para refinar el crudo presente en los depósitos.	4	1	4	32. Mejorar el sistema de comunicación y control con los complejos de producción con la finalidad de evitar condiciones que conduzcan a la falla del complejo.	Experto 2 (Ing. de Operación)
4. ¿La válvula de control y mezcla de agua con crudo falla mecánicamente?	1. No hay flujo a la desaladora del crudo. 2. Pudiera haber fractura o fuga de crudo o de agua. 3. No hay mezcla con emulsificación suficiente para poder separar los materiales pesados del crudo.	2	1	2	3. Mantenimiento preventivo periódico a tuberías y válvulas de mezcla para que se pueda actuar oportunamente en caso de accidentes mayores, que pudieran desencadenar un paro en el proceso de desalado del crudo y como consecuencia en los procesos de refinación.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Ti)
5. ¿La válvula de mezcla y control de flujo se encuentra bloqueada para la apertura o cerrada?	1. Podría haber mayor flujo de crudo mezclado con agua a la desaladora. 2. Podría haber menor flujo de mezcla a la desaladora que el que puede procesar.	2	1	2	33. Al igual que en la recomendación 7, se sugiere un plan de monitoreo y mantenimiento permanente, pues el exceso de flujo en la desaladora, provocará que se revase la capacidad de procesamiento y por consiguiente, el excedente se drenará junto con el agua de residuo y en el caso de un bajo flujo de material para ser procesado, se puede provocar un corto circuito que conducirá a la pérdida de la capacidad de procesamiento de la desaladora (el nivel de potencial eléctrico que se requiere oscila entre 15,000 y 20,000 volts).	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Ti)
6. ¿Fallan los controles automáticos?	1. Podría haber mayor flujo de crudo mezclado con	2	1	2	33. Al igual que en la recomendación 7, se sugiere un plan de monitoreo y	Experto 1 (Ing. de Proyecto)

Figura II-14. Ejemplo de ventana de hoja de trabajo con la aplicación PHA-PRO

En la Figura II-15 se presenta en forma general la manera en que se define la matriz de riesgo y las escalas de color correspondientes a cada una de las evaluaciones del riesgo que se identifican durante el proceso de análisis de los procesos bajo estudio.

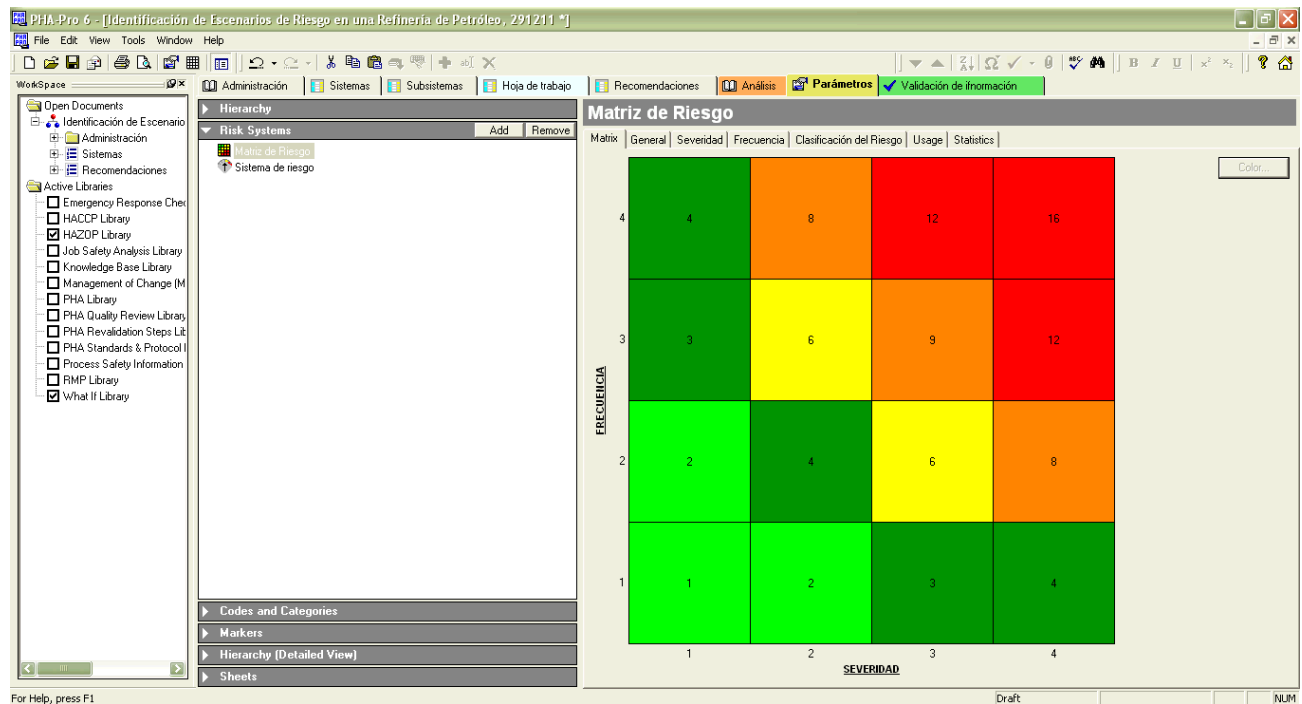


Figura II-15. Ejemplo de la venta de definición de la matriz de riesgo con la aplicación PHA-PRO

II.2.5 Explicación de la dinámica de trabajo a los integrantes del equipo

Después de haber definido el problema a abordar, la información requerida para el estudio, los materiales y equipo, el nombramiento de los expertos integrantes del equipo de trabajo y sus funciones específicas, toca el turno al líder del proyecto explicar de manera somera pero sustanciosa la manera en que se trabajará durante las sesiones de evaluación de los procesos de la refinería. Se apoyará con el secretario para que tome nota de los acuerdos y registros de las ideas que han sido expuestas, así como las recomendaciones y evaluaciones que se hacen a cada parte de la refinería.

Debido a que la tarea es extenuante y muy amplia, de ser necesario se conformarán equipos de trabajo paralelos para que atiendan áreas que son de dominio de los expertos y se espera alcanzar esta dinámica mediante el apoyo del asesor en seguridad y procesos que fue incluido en el equipo multidisciplinario de estudio de riesgos.

II.2.6 Caracterización del riesgo (matriz de riesgos)

Hasta este punto, ya se encuentra todo listo para poder comenzar a aplicar las técnicas seleccionadas para cumplir con la tarea encomendada. Se ha dicho que las técnicas *what if* y *HAZOP* son ampliamente utilizadas por la eficacia y robustez con que fueron desarrolladas, pero hay que tomar en cuenta que por sí solas son consideradas como técnicas cualitativas y para que su efectividad se vea reflejada en la práctica se utilizan de forma conjunta con técnicas de tipo cuantitativas (como los árboles de fallos y los arboles de eventos) o mediante el uso de una matriz de riesgo para estimar de forma semicuantitativa las consecuencias que se pueden presentar en los escenarios identificados.

La matriz de riesgo se basa en escalas numéricas establecidas por los integrantes del panel de expertos para establecer los niveles de probabilidad (o de frecuencia) y de severidad (peligrosidad) con la finalidad de obtener los niveles de tolerabilidad o riesgo relacionados con la identificación de los escenarios de riesgo en los puntos de interés dentro del estudio.

Los parámetros señalados no son fijos ni característicos para una industria en particular y en la medida de que se incluya un mayor nivel de frecuencias y de severidades, la matriz crecerá y al final se volverá más complicada su interpretación. Por esta razón se propone utilizar como niveles de severidad y de probabilidad (frecuencia), los criterios que PEMEX ha establecido en la norma 18 de 2007 (Estudio de riesgo, NRF-018-PEMEX-2007, 2007). De esta norma se obtienen los valores y equivalencias para ser consideradas en el análisis con *what if* y posteriormente el *HAZOP*.

En la Tabla II-3 se presentan los niveles de frecuencia y la categoría a la que se asocia la misma y de forma similar en la Tabla II-4 se muestran los niveles de severidad (consecuencias).

Tabla II-3. Categorización de frecuencias y categorías equivalentes

Frecuencia	Categoría equivalente
Alta	F4
Media	F3
Baja	F2
Remota	F1

Tabla II-4. Categorización de las consecuencias y sus categorías equivalentes

Consecuencia (Severidad)	Categoría equivalente
Menor	C1
Moderada	C2
Grave	C3
Catastrófica	C4

De acuerdo a la combinación que se tiene en las intersecciones de la frecuencia y severidad dentro de la matriz de riesgos, estos se catalogan de la siguiente manera:

Tipo A – Riesgo intolerable: El riesgo requiere acción inmediata; el costo no debe ser una limitación y el no hacer nada no es una opción aceptable. Un riesgo tipo “A” representa una situación de emergencia y deben establecerse controles temporales inmediatos. La mitigación debe hacerse por medio de controles de ingeniería y/o factores humanos hasta reducirlo a tipo C o de preferencia a tipo D, en un lapso de tiempo menor a 90 días.

Tipo B – Riesgo indeseable: El riesgo debe ser reducido y hay margen para investigar y analizar a más detalle. No obstante, la acción correctiva debe darse en los próximos 90 días. Si la solución se demora más tiempo, deben establecerse controles temporales inmediatos en sitio, para reducir el riesgo.

Tipo C – Riesgo aceptable con controles: El riesgo es significativo, pero se pueden compensar con las acciones correctivas en el paro de instalaciones programado, para no presionar programas de trabajo y costos. Las medidas de solución para atender los hallazgos deben darse en los próximos 18 meses. La mitigación debe enfocarse en la disciplina operativa y en la confiabilidad de los sistemas de protección.

Tipo D – Riesgo razonablemente aceptable: El riesgo requiere control, pero es de bajo impacto y puede programarse su atención conjuntamente con otras mejoras operativas.

Los criterios que se establecen para estimar las frecuencias, así como las consecuencias sugeridas en la norma, se pueden consultar en el Anexo A: Tablas para la estimación de las consecuencias.

Tabla II-5. Matriz de riesgos

FRECUENCIA	F4	B	B	A	A
	F3	C	B	B	A
	F2	D	C	B	A
	F1	D	D	C	B
		C1	C2	C3	C4
		CONSECUENCIA			

El riesgo se determina mediante el producto de la frecuencia y la consecuencia, según se muestra en la siguiente ecuación:

$$Riesgo = frecuencia \cdot severidad$$

A partir de la ecuación anterior, la matriz de riesgo con sus respectivos valores numéricos, se muestra en la Tabla II-6.

Tabla II-6. Matriz de riesgos con equivalencias numéricas del riesgo

FRECUENCIA	F4	4	8	12	16
	F3	3	6	9	12
	F2	2	4	6	8
	F1	1	2	3	4
		C1	C2	C3	C4
		CONSECUENCIA			

II.2.7 Dinámica *what if*

Ha llegado el momento de definir las preguntas de interés que los expertos han convenido sobre la intención del análisis de riesgos y de consecuencias por medio de la técnica *what if*. Las preguntas que se han formulado por proceso, resume en la Tabla II-7, en la columna izquierda se encuentra el proceso de refinación y en el lado derecho, las preguntas generales que se han establecido para identificar los riesgos que se presentan en su correspondiente proceso de refinación.

Tabla II-7. Preguntas de interés para los diferentes procesos de refinación

Proceso	¿Qué pasaría si... ?
1. Desalado del petróleo crudo	<ol style="list-style-type: none"> 1. No hay suficiente crudo en el depósito (batería) de la refinería. 2. La materia prima llega con concentraciones de emulsificaciones variables. 3. El crudo contiene demasiado lodo o residuos de producción.. 4. La válvula de control y mezcla de agua con crudo falla mecánicamente. 5. La válvula de mezcla y control de flujo se encuentra bloqueada para la apertura o cerrado. 6. Fallan los controles automáticos de las válvulas de mezcla y de suministro a la desaladora. 7. Las tuberías y válvulas de alimentación son impactadas externamente. 8. El campo electrostático en la desaladora es muy intenso. 9. La temperatura del crudo es muy baja. 10. La temperatura de desalado es alta. 11. Se presenta un nivel de interfase agua-crudo muy alto. 12. se presenta un nivel de interfase agua-crudo muy bajo. 13. Hay falla en la reacción de los demulsionantes. 14. Hay presencia de sales residuales. 15. No se logra la remoción de sedimentos.
2. Deshidratación atmosférica (primaria)	<ol style="list-style-type: none"> 1. No hay suficiente combustible para la calefacción en el horno de precalentado de crudo. 2. No hay suficiente calor en la caldera de precalentamiento de crudo desalado para la destilación atmosférica (vertical). 3. Hay exceso de calor en el horno. 4. Hay falla u obstrucción en alguna de las corrientes de la columna de destilación vertical. 5. Hay presión superior a la de operación de la destiladora (alrededor de la presión atmosférica). 6. Hay pérdida de temperatura dentro de la columna de destilación. 7. La temperatura del residuo de la columna de destilación se encuentra por debajo de los 130 °C. 8. Se obtura la válvula de venteo de la columna. 9. Hay exceso de sales cloradas en el tope de la columna de destilación. 10. El enfriamiento de las fracciones no es el adecuado. 11. No se registran adecuadamente las temperaturas de los controles de registro de temperatura (TRC). 12. Fallan las bombas de recirculación de fracciones recalentadas.
3. Destilación al vacío (secundaria)	<ol style="list-style-type: none"> 1. El residuo del destilado atmosférico trae consigo grandes cantidades de gas oil. 2. Se presenta una temperatura alta en el residuo atmosférico dentro de la columna de

Proceso	¿Qué pasaría sí... ?
	<p>vacío.</p> <ol style="list-style-type: none"> 3. Las rejillas de filtración para el flujo de residuo atmosférico se encuentran obstruidas. 4. Falla la reinserción del flujo interno por debajo del plato de extracción lateral. 5. Se presenta una caída de presión en el tope de la torre. 6. Fallan los eyectores de vapor o de la bomba de vacío. 7. Se presenta un bajo flujo de vapores en la parte baja de la columna. 8. La presión fraccionada en columnas al vacío secas no es la adecuada. 9. Se presenta una ruptura en la columna. 10. Se presenta una sobrepresión dentro de la columna. 11. Existe alguna falla en las bombas de reflujo o de extracción de productos fraccionados. 12. Hay pérdida de energía en la tobera. 13. Hay tendencia de fluctuación del flujo de succión de los eyectores. 14. No hay vacío. 15. El vacío satisfactorio a cero carga pobre en operación. 16. Vacío pobre sostenidamente.
<p>4. Desintegración catalítica (FCC: Fluid Catalytic Crack)</p>	<ol style="list-style-type: none"> 1. El calor de los materiales que circulan por la columna riser de la unidad de desintegración no es la adecuada. 2. Falla alguno de los intercambiadores de calor. 3. Hay averías o fugas en el tubo elevador del material que se procesa en la planta. 4. La corriente de recirculación es alta en comparación con la carga fresca (más del 4% volumen). 5. El vapor de dispersión integrado en la parte inferior del tubo elevador con la carga de la mezcla no es suficiente. 6. No se logra integrar en la mezcla de ingreso al reactor de la cantidad necesaria de catalizador. 7. Hay alguna obstrucción en el tubo elevador dentro del reactor. 8. Se encuentra obstruido el separador ranurado en la parte inferior del reactor. 9. Las tuberías y equipos que se encuentran instalados desde las ventanas laterales del separador, se encuentran con alguna fisura o con desgaste. 10. Hay alguna avería en los ciclones de paso en la parte superior de la planta. 11. No se logra la correcta combustión del carbón depositado durante la desintegración. 12. No se logra la combustión optimización adecuada del carbón depositado en el catalizador. 13. Falla el suministro en el precipitador electrostático de la sección de regeneración. 14. Hay fatiga o corrosión en el domo de la sección de fraccionamiento. 15. Hay alto contenido de azufre en la mezcla de ingreso a la planta. 16. Se presenta contaminación de trazas de metales y otros materiales en la mezcla de entrada a la planta.
<p>5. Hidrotratamiento (incluye Hidrodesulfuración) HDS</p>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Se encuentra vacío el tambor de descarga. 2. Hay fallas en la bomba de alimentación a la planta de desulfuración. 3. Hay falla en el intercambiador de calor/mezclador de la planta. 4. Hay falla en el suministro de combustible en el horno del reactor. 5. La temperatura en el horno no es la especificada. 6. No hay suficiente catalizador de cobalto-molibdeno o de níquel-molibdeno en el reactor. 7. El material del reactor no se encuentra suficientemente purificado. 8. Se presenta avería en el tambor de flasheo. 9. Hay fatiga o ruptura en la línea de alimentación de hidrógeno de la compresión de recirculación de gas. 10. No hay calor suficiente en el reciclador (con intercambiador de calor) del separador de la planta. 11. Falla el intercambiador de calor que une a la unidad de separación y el condensador.

Proceso	¿Qué pasaría sí... ?
	12. Se presenta falla o avería en la bomba que conduce los vapores del condensador al separador. 13. Se presenta alguna falla en la bomba de liberación del condensador.
6. Reducción de viscosidad	1. Falla la bomba de abasto y no se tiene suficiente material de residuo de vacío. 2. El calor alcanzado en el horno de precalentamiento no es el adecuado. 3. Se presenta alguna avería en el intercambiador de calor que alimenta a la planta. 4. La temperatura dentro de la planta se encuentra alta por un tiempo prolongado. 5. Se presenta una caída de la presión dentro de la planta. 6. Se encuentra dañada o no opera de manera adecuada la válvula de venteo. 7. Se presenta una sobrecarga en el depósito de gas producido. 8. Si se cuenta con un soaker y no se proporciona la temperatura adecuada.
7. Coquización	1. Falla la bomba, válvulas o tuberías de conducción de parte del residuo de destilación secundaria a la planta de coquización. 2. Falla el suministro de combustible en el horno de precalentado. 3. La temperatura dentro del horno no es la adecuada. 4. Hay daño en alguno de los tambores de contención de coque. 5. Hay fracturas u obstrucción en la tubería de retroalimentación hacia el fraccionador desde los tambores de coque.
8. Alquilación	1. No hay suficiente flujo de material para proceso en la planta (principalmente olefeínas: compuestos químicos que presentan un enlace doble carbono-carbono). 2. Se presenta alguna falla en alguno de los intercambiadores de calor. 3. El horno en el proceso de isodespojación se encuentra generando calor fuera del rango de operación. 4. El catalizador (ácido fluorhídrico, en algunos casos se emplea al ácido sulfúrico) necesario para el proceso no es suficiente. 5. Se presenta fuga del catalizador (ácido fluorhídrico, en algunos casos se emplea al ácido sulfúrico). 6. Se presenta fractura o fatiga en la tubería que une al reactor con la despojadora. 7. Se encuentran en condiciones optimas los tanques de la isodespojadora, despropanizadora y despojadora de ácido fluorhídrico o en su caso, ácido sulfúrico. 8. Hay alguna falla o fisura en alguno de los recipientes de asentamiento.
9. Reformación	1. La bomba de nafta pesada desnaturalizada y se avería o falla. 2. El precalentador de la nafta no aporta el calor establecido por las especificaciones. 3. Hay falla en la línea de suministro de hidrógeno. 4. Se presenta alguna fuga de hidrógeno en la línea de mezcla con nafta. 5. La presión de entrada del hidrógeno es mayor a la especificada en la línea de mezclado. 6. La temperatura de la mezcla después del primer horno no es la adecuada. 7. Se presenta solidificación de coque en las paredes de alguno de los reactores. 8. No opera de manera adecuada el intercambiador de calor de alimentación de nafta, mezcla con hidrógeno y de reintegración de los productos de la planta. 9. La planta de hidrosulfuración se encuentra saturada. 10. El gasto de agua en los intercambiadores de calor del tambor de flasheo o en acumulador de evaporados no aporta la suficiente disipación de calor. 11. Se encuentra saturado el estabilizador. 12. El rehervidor de gasolina reformada no aporta el calor suficiente para la recirculación de gasolinas al estabilizador.
10. Isomerización	1. La temperatura de los cortes para proceso es menor a 70°C. 2. Se emplea como catalizador a base de cloruro de aluminio. 3. Los materiales de ingreso a la planta contienen impurezas como azufre, hidrógeno y oxígeno. 4. Se presenta alguna avería o falla en las bombas, válvulas o tuberías de la planta.

Proceso	¿Qué pasaría sí... ?
	<ol style="list-style-type: none"> 5. Falla el compresor de hidrógeno. 6. No opera adecuadamente el secador de nafta. 7. Hay alguna avería en los secadores de nafta o de hidrógeno. 8. Los intercambiadores de calor en los reactores y separador de gases no aporta el calor suficiente o no alcanza reintegrar los gases del proceso.
11. Teramil Metil Éter (TAME) y Metil Terbutil Éter (MTBE)	<ol style="list-style-type: none"> 1. No hay suministro de isobuteno a la planta. 2. No hay suministro de etanol. 3. Se presenta alguna avería o fatiga en los conductos de alimentación hacia el reactor de la mezcla. 4. No hay suficiente calor en la mezcla dentro del reactor. 5. Se presenta alguna falla en reintegrador de mezcla de reacción. 6. Hay exceso de material terminado en la columna de purificación. 7. Se presenta exceso de material en el tambor de recuperación de gases gastados. 8. Hay exceso de hidrogeno en la planta mezclado con el producto terminado. 9. Hay ruptura, falla o fatiga en la conducción del MTBE hacia los procesos subsecuentes.
12. Recuperación y endulzamiento de gas saturado	<ol style="list-style-type: none"> 1. Hay alguna avería, fatiga o ruptura en las tuberías de recolección de gases amargos en los procesos de refinación. 2. Hay alguna avería, fatiga o descompostura en alguna de las válvulas de conducción de los gases a los depósitos para su uso o distribución. 3. Hay exceso de gases en los depósitos del material. 4. El material contenido en los depósitos se encuentra suficientemente puro.

La tarea del secretario en este momento es preparar los formatos con la estructura del proyecto en los que se incluyen los procesos y las preguntas relacionadas a éstos, en caso de contar con la información detallada de las salvaguardas también se deben de incluir. Una vez que han sido propuestas las preguntas de interés, comienza el proceso de selección de los procesos de refinación y para cada una de las preguntas mostradas en la tabla anterior, se somete a consideración del pleno del panel de expertos para que sea analizada y se comience la dinámica de intercambio de opiniones e ideas para identificar los riesgos que se encuentran relacionados con el proceso en turno.

Tras la evaluación de la pregunta seleccionada, el panel de expertos identifica los escenarios de riesgos y peligros, para lo que se debe llegar a consenso a fin de que los responsables de las áreas involucradas emitan su calificación de la frecuencia y severidad para determinar el riesgo relacionado con el peligro identificado. De forma complementaria, los expertos emitirán las recomendaciones que consideren pertinentes para reducir o mitigar el riesgo identificado, también se establecen las responsabilidades que cada uno de los departamentos a los que pertenecen los expertos convocados que deberán asumir después terminar el proceso de análisis de riesgos y consecuencias.

En caso de que existan salvaguardas establecidas, se revisará la necesidad de conservarlas, modificarlas o incluir nuevas para que en conjunto con las recomendaciones y responsabilidades asignadas, se establezca la estrategia integral para la mejora de la eficacia de los procesos y la reducción de los riesgos y consecuencias inherentes.

Las hojas de trabajo que se obtuvieron en la aplicación de la técnica *what if*, se muestran de forma tabular en la Figura II-17; en ella se muestra la hoja que corresponde al proceso 12. Recuperación y endulzamiento de gas saturado, el valor CR corresponde al valor del riesgo obtenido con el valor de la frecuencia y severidad con que fue evaluado por el grupo de expertos. Además, el valor del riesgo se ilumina de forma automática de acuerdo con los valores establecidos previamente en la matriz de riesgos.

What Ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Salvaguardas	Recomendaciones	Respc
		S	F	CR			
1. ¿Hay alguna avería, fuga o ruptura en las líneas de recuperación de gases amargos en los procesos de refinación?	1. Se podría presentar fugas, incendios o explosiones a causa de liberación de los materiales que son muy volátiles e inestables.	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Mec.) Experto 2 (Ing. de Mec.) Experto 3 (Ing. de Mec.) Experto 4 (Ing. Mec.)	
2. ¿Hay alguna avería, fuga o desconexión en alguna de las válvulas de conducción de los gases a los depósitos para su uso o distribución?	1. Se podría presentar fugas, incendios o explosiones a causa de liberación de los materiales que son muy volátiles e inestables.	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Mec.) Experto 2 (Ing. de Mec.) Experto 3 (Ing. de Mec.) Experto 4 (Ing. Mec.)	
3. ¿Hay exceso de gases en los depósitos del material?	1. Una sobrepresión pudiera provocar una saturación en los demás procesos, lo que traería consigo demoras para el drenado de los materiales para disposición.	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Mec.) Experto 2 (Ing. de Mec.) Experto 3 (Ing. de Mec.) Experto 4 (Ing. Mec.)	
	2. Si hubiera alguna avería en los depósitos, se pudiera presentar fuga, incendio y explosiones, que en el caso más severo pudiera ser de la naturaleza y comportamiento de una BLEVE.	4	2	8			
	3. Si ocurriera una BLEVE, el efecto de la dispersión de los materiales como proyectiles podrían afectar a depósitos, tanques, tuberías y columnas en general, cuya afectación pudiera desencadenar un escenario de riesgo demasiado severo.	3	3	9			
	4. Si no ocurre ninguno de los escenarios previos, a propósito de mantener operando la planta y para que no se llegue al riesgo ceroso, se estaría liberando parte de la carga hacia el sistema de liberación y venteo y para su consumo en los hornos dentro de los diferentes procesos.	2	4	8			
4. ¿El material contenido en los depósitos se encuentra suficientemente puro?	1. Si es el caso, se pudiera tener una mezcla de gases para consumo final con gases amargos y si hubiera una liberación o fuga, se corre los riesgos que se han identificado en el punto previo, adicionalmente, se	4	2	8	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Mec.) Experto 2 (Ing. de Mec.) Experto 3 (Ing. de Mec.) Experto 4 (Ing. Mec.)	

Figura II-16. Ejemplo de hoja de registro What If

Al aplicar la técnica a todos los procesos de refinación, se obtuvo una hoja similar a la que se ha presentado en la figura anterior. Por ahora se muestra la concentración de las consecuencias identificadas en los procesos de refinación (Tabla II-8).

Tabla II-8. Consecuencias identificadas por proceso de refinación

Sistema	Subsistema	Número de elementos en el estudio	
		What ifs	Consecuencias
1.- Refinería de petróleo	1. Desalado de crudos	15	20
1.- Refinería de petróleo	2. Destilación atmosférica (primaria)	12	22
1.- Refinería de petróleo	3. Destilación al vacío (secundaria)	16	19
1.- Refinería de petróleo	4. Desintegración catalítica (FCC: Fluid Catalytic Crack)	16	24
1.- Refinería de petróleo	5. Hidrotratamiento (incluye Hidrodesulfuración) HDS	13	22
1.- Refinería de petróleo	6. Reducción de viscosidad	8	10
1.- Refinería de petróleo	7. Coquización	5	9
1.- Refinería de petróleo	8. Alquilación	8	16
1.- Refinería de petróleo	9. Reformación	12	17
1.- Refinería de petróleo	10. Isomerización	8	10
1.- Refinería de petróleo	11. Teramil Metil Éter (TAME) y Metil Terbutil Éter (MTBE)	9	11
1.- Refinería de petróleo	12. Recuperación y endulzamiento de gas saturado	4	7

En total se realizaron 78 preguntas *what if* y la calificación que obtuvieron para el riesgo, se concentran y se resumen en la Tabla II-9 en la que también se incluye la categorización del riesgo, el número de veces de ocurrencia en recomendaciones, preguntas *what if* y número de consecuencias. Se relacionan con los procesos de refinación en donde aparecen y las relaciones de severidad/frecuencia en que se presentan los diferentes riesgos.

En el apartado II.2.6 se estableció la relación que tienen los diferentes tipos de riesgo con sus respectivos niveles de riesgo. Así, de esa manera se deberá atender los procesos en forma prioritaria, tomando como base los escenarios de riesgo en donde se tenga un tipo de riesgo A, enseguida de tipo B, luego del tipo C y finalmente del tipo D. Cuanto se presentan dos o más escenarios con una misma categorización, quedará a juicio del panel de expertos seleccionar el orden en que serán atendidos ya que la experiencia y la información con que cuente, será de vital importancia para poder dar continuidad con el proceso de análisis e identificación de los escenarios de riesgo.

Tabla II-9. Resumen de resultados del análisis *What If*

Riesgo	Clasificación	Recomendaciones	What ifs	Consecuencias	Proceso(s) de refinación	Severidad/Frecuencia
12	A-Intolerable	1	5	1	Isomerización	Grave/alta Catastrófica/media
9	B-Indeseable	1	8	3	Hidrotratamiento Recuperación de gas	Grave/media
8	A-Indeseable B-Intolerable	17	64	39	Desalado de crudos Destilación primaria Desintegración catalítica Alquilación Reformación Hidrotratamiento TAME y MTBE	Moderada/alta catastrófica/baja
6	B-Indeseable	21	35	72	Desalado de crudos Destilación atmosférica Destilación al vacío Reducción de viscosidad Coquización Desintegración catalítica Alquilación Isomerización Reformación	Moderada/leve Grave/baja
4	C-Aceptable con controles	10	14	28	Desalado de crudos Destilación atmosférica Destilación al vacío Isomerización	Menor/alta Moderada/baja Catastrófica/remota
3		24	24	33	Destilación atmosférica Destilación al vacío Reducción de viscosidad	Grave/remota Menor/media
2	D-Razonablemente aceptable	2	3	10	Desalado de crudos Coquización	Menor/baja Moderada/remota
1		2	2	1	Desalado de crudos	Menor/remota

Por las razones anteriores, se deberá atender primeramente los escenarios de tipo A y como se ha mostrado en la tabla previa, sólo se presenta en una ocasión y que corresponde con la planta de isomerización y justamente es el proceso que se ha seleccionado para realizar un estudio más detallado con el empleo de la técnica *HAZOP*.

A decir de los expertos, la decisión y calificación de riesgo alto en la planta tiene como antecedente un accidente que ocurrió en marzo de 2005 en una planta de isomerización en la planta BP en la ciudad de Texas. En ella se registraron varias explosiones y un incendio durante el arranque de la unidad de isomerización, las

consecuencias directas fueron 15 personas muertas y 170 más con lesionados cuando componentes de gasolinas altamente inflamables fueron descargadas de la torre separadora de refinado. El evento inicial se presentó por la falla de sensores de nivel en la columna y por la falla, se continuó bombeando combustibles líquidos sin que se drenaran los que ya estaban acumulados y estos se comenzaron a calentar mediante el horno de la planta y los indicadores continuaron indicando que el nivel se encontraba dentro de los límites de tolerancia, después se activó una alarma y por esta situación, se apagaron dos quemadores del horno y una de válvulas de liberación manual, no funcionó por lo que forzó su apertura con el uso de una cadena mientras los líquidos en la planta empezaron a subir de temperatura y posteriormente se condujo el excedente hacia la torre de venteo y en ella, tampoco funcionaron las alarmas de nivel. Posteriormente empezó a surgir líquidos inflamables que semejaban una erupción de géiser y su caída provocó la evaporación y consecuentemente, una nube de vapores inflamables que se incendió y desencadenó una serie de explosiones (en youtube se encuentra un video que explica de forma breve y concisa este accidente en la dirección <http://www.youtube.com/watch?v=OIW6F1tN00o>).

Uno de los escenarios de segundo orden identificados, se encuentra relacionado con la planta de hidrotratamiento e hidrosulfuración; sus consecuencias fueron difundidas en un accidente que ocurrió en días previos a la terminación de este trabajo dentro de la refinería de ciudad Madero, México.

II.2.8 Dinámica HAZOP

Para comenzar con la parte correspondiente a la aplicación de la técnica *HAZOP*, es necesario recopilar el material que se obtuvo en la etapa correspondiente a la técnica *what if*. Es decir, la identificación del proceso que será analizado de forma detallada (en el apartado anterior) por las razones ya expuestas.

En este momento corresponde preparar el diagrama P&ID con todos los detalles del proceso para determinar los detalles técnicos del proceso y con ello definir en consenso del panel de expertos, los nodos que a juicio de los encargados del departamento de procesos, de tuberías y de instrumentación, son los que representan mayor peligro para la planta y la refinería en conjunto.

La información detallada del proceso es esencial para entender los detalles que se describen en su correspondiente P&ID (Piping and Instrumentation Diagram: Diagrama de Tuberías e Instrumentación, DTI) para ese fin a continuación se concentra el detalle del proceso seleccionado.

II.2.8.1 Descripción del proceso de isomerización

La isomerización es un proceso por el cual se eleva la calidad de la nafta liviana compuesta esencialmente por pentano y hexano. Este proceso se utiliza para reacomodar moléculas de cadena lineal en moléculas ramificadas. El uso primario de este proceso en una refinería es el de convertir el *n*-butano en isobutano, y convertir los hidrocarburos parafínicos normales C_5/C_6 de la nafta liviana en sus correspondientes hidrocarburos isoparafínicos. Hay muchas variaciones de este proceso, pero los diagramas de flujos son similares.

La isomerización, convierte el *n*-butano, el *n*-pentano y el *n*-hexano en sus respectivas isoparafinas. Algunos de los componentes parafínicos normales de cadena recta de la nafta ligera de destilación directa tienen un bajo índice de octano. Tales componentes se convierten en isómeros de cadena ramificada y alto octanaje reorganizando los enlaces entre átomos pero sin cambiar el número o la clase de átomos. La isomerización se asemeja a la reforma catalítica en que reorganiza las moléculas de hidrocarburo, pero sólo convierte parafinas normales en isoparafinas. La isomerización utiliza un catalizador distinto al de la reforma catalítica.

Los dos procesos de isomerización claramente diferenciados son el de butano (C_4) y el de pentano/hexano (C_5/C_6). La isomerización de butano (C_4) produce materia prima para la alquilación. Un proceso de baja temperatura utiliza un catalizador muy activo de cloruro de aluminio o cloruro de hidrógeno sin calentadores caldeados para isomerizar *n*-butano. La carga tratada y precalentada se añade a la corriente de reciclaje y se mezcla con HCl para hacerla pasar por el reactor.

La isomerización de pentano/hexano se utiliza para elevar el índice de octano convirtiendo *n*-pentano y *n*-hexano. En un proceso normal de isomerización de pentano/hexano, la carga desecada y desulfurada se mezcla con una pequeña cantidad de cloruro orgánico e hidrógeno reciclado, y se calienta a la temperatura del reactor. A

continuación se hace pasar sobre un catalizador metálico soportado (de contacto) en el primer reactor, donde se hidrogenan el benceno y las olefinas. Seguidamente, el material pasa al reactor de isomerización, donde las parafinas se isomerizan catalíticamente en isoparafinas, se enfrían y pasan a un separador. El gas y el hidrógeno del separador, con hidrógeno de reposición se reciclan. El líquido se neutraliza con materiales alcalinos y se envía a una columna rectificadora, donde el cloruro de hidrógeno se recupera y recicla.

Si la carga no está completamente seca y desulfurada, existe riesgo de formación de ácido, con el consiguiente envenenamiento del catalizador y corrosión del metal. No se debe permitir que entre agua o vapor en zonas donde haya cloruro de hidrógeno. Es preciso adoptar precauciones para evitar que penetre HCl en las alcantarillas y drenajes. Cuando se utiliza catalizador sólido hay riesgo de exposición a isopentano y nafta alifática en fase de vapor y líquida, así como a gas de proceso rico en hidrógeno, ácido clorhídrico y cloruro de hidrógeno, y también a polvo (Organización Internacional del Trabajo (OIT), 1998, págs. 18-19).

La corriente de butanos saturados proveniente de la unidad de alquilación y es secado para removerle el agua. Luego del secado, es combinada con una corriente de hidrógeno proveniente de la refinería, el que se comprime previamente comprimido y luego secado para removerle agua si hubiere. La carga combinada es precalentada en dos intercambiadores de calor, que utilizan la salida de los reactores de isomerización como medio de calefacción, y en un tercer calentador que utiliza vapor. En los reactores (operados en serie) ocurre la transformación de butano normal a isobutano a una presión de 32 kg/cm^2 y a una temperatura en el rango de $140\text{-}180^\circ\text{C}$. Como promotor de las reacciones se utiliza percloroetileno, el que es inyectado a la alimentación de los reactores.

La corriente de salida de los reactores es utilizada para calentar la alimentación a los mismos y luego es enviada a una torre de destilación para fraccionar el producto. Por el fondo se obtiene una corriente rica en isobutano y por el tope una corriente de gas combustible. La corriente rica en isobutano se envía a la unidad de alquilación, mientras que la corriente gaseosa pasa por un lavador.

En el lavador se utiliza condensado y una solución cáustica para atrapar el ácido clorhídrico (HCl) que se formó en los reactores, debido a la presencia de cloro. El gas combustible purificado se envía finalmente al circuito de gas combustible de la refinería. Desde esta torre lavadora se debe eliminar en forma periódica aproximadamente 5 m³ de solución cáustica por semana, la cual es conducida a la pileta de neutralización de la unidad de alquilación.

La reacción química típica sería:



Las impurezas de las cargas a isomerización, como compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno, dañan el catalizador y deben ser eliminadas previamente. La materia prima es sometida a una depuración por hidrotratamiento sobre catalizadores de cobalto-molibdeno, utilizando parte del hidrógeno del patforming. La humedad provoca pérdidas importantes de actividad por desclorinación del catalizador, siendo por lo tanto necesario minimizarla.

Los gases separados producidos en las reacciones secundarias, contienen pequeñas cantidades de ácido clorhídrico, debiéndose neutralizar con sosa cáustica. La reposición de cloro es mínima, estando en el orden de 70 kg/día para una carga diaria de 700 Tm de corte C₅/C₆.

La isomerización de las parafinas es exotérmica, involucrando unos 6 a 8 kJ/mol, mientras que la energía de activación es del orden de 40 kJ/mol. El equilibrio termodinámico se desplaza hacia los reactivos (n-parafinas) con el aumento de la temperatura.

En presencia de catalizadores ácidos el mecanismo de reacción responde a la teoría de los iones carbanio (R⁺), produciéndose en la continuidad de la cadena de reacciones el desplazamiento de los radicales metilo. Las bajas temperaturas y la presión del proceso impiden que se profundicen las reacciones como el CC o el patforming.

Los catalizadores bifuncionales como los de platformación también son utilizados en procesos de isomerización; en este caso, sitúa primero la formación de un alqueno por deshidrogenación sobre el metal y su posterior transformación en ión carbonio sobre la parte ácida del catalizador (Cerutti, 2008).

II.2.8.2 Identificación de los nodos

Con la finalidad de identificar los nodos que se analizan mediante la metodología *HAZOP* primero hay que contar con el diagrama de descripción de los procesos en el que se identifican los puntos de interés para su estudio (P&ID). La descripción del procedimiento de la planta ya se ha hizo en el apartado anterior y en la Figura II-17 se presenta el diagrama de una planta de isomerización en el que también se incluyen los nodos que los expertos consideraran como críticos para identificar los escenarios de riesgo dentro de la planta mediante el análisis minucioso que aporta la técnica *HAZOP*.

Se identificaron 18 nodos de interés y se hace una breve descripción de éstos en la Tabla II-10.

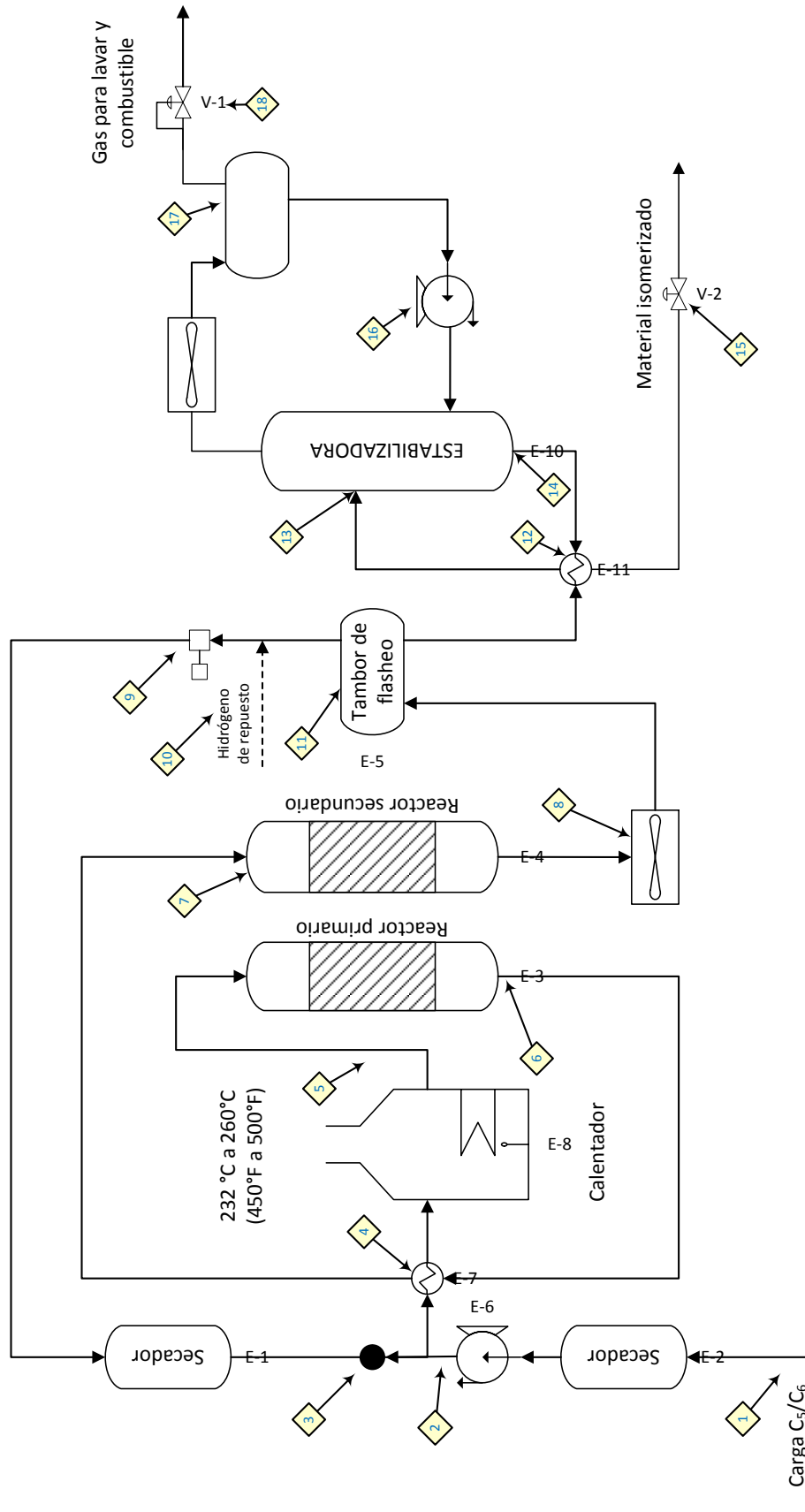


Figura II-17. Diagrama del proceso de isomerización

Tabla II-10. Nodos de interés en la planta de Isomerización

Nodos	Tipo	ID de equipo
1. Línea de suministro C ₅ /C ₆	Tubería	1
2. Bomba de secado de C ₅ /C ₆ secado	Bomba	E-6
3. Juntura de materiales	Tubería	3
4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales	Depósito	E-7
5. Horno	Horno	E-8
6. Salida del reactor primario	Tubería	E-3/6
7. Entrada del reactor secundario	Tubería	E-4/7
8. Salida del reactor secundario	Tubería	E-4/8
9. Integrador de Hidrógeno	Válvula	9
10. Suministro de Hidrógeno repuesto	Tubería	10
11. Tambor de flasheo	Recipiente de proceso	E-5
12. Intercambiador de calor de material procesado	Intercambiador de calor	E-11
13. Entrada de la estabilizadora	Recipiente de proceso	E-10/13
14. Salida de la estabilizadora	Tubería	E-10/14
15. Válvula de salida de material Isomerizado	Válvula	V-2
16. Bomba de reintegración a la estabilizadora	Bomba	16
17. Depósito de gas recuperado	Depósito	17
18. Válvula de liberación gas recuperado	Válvula	V-1

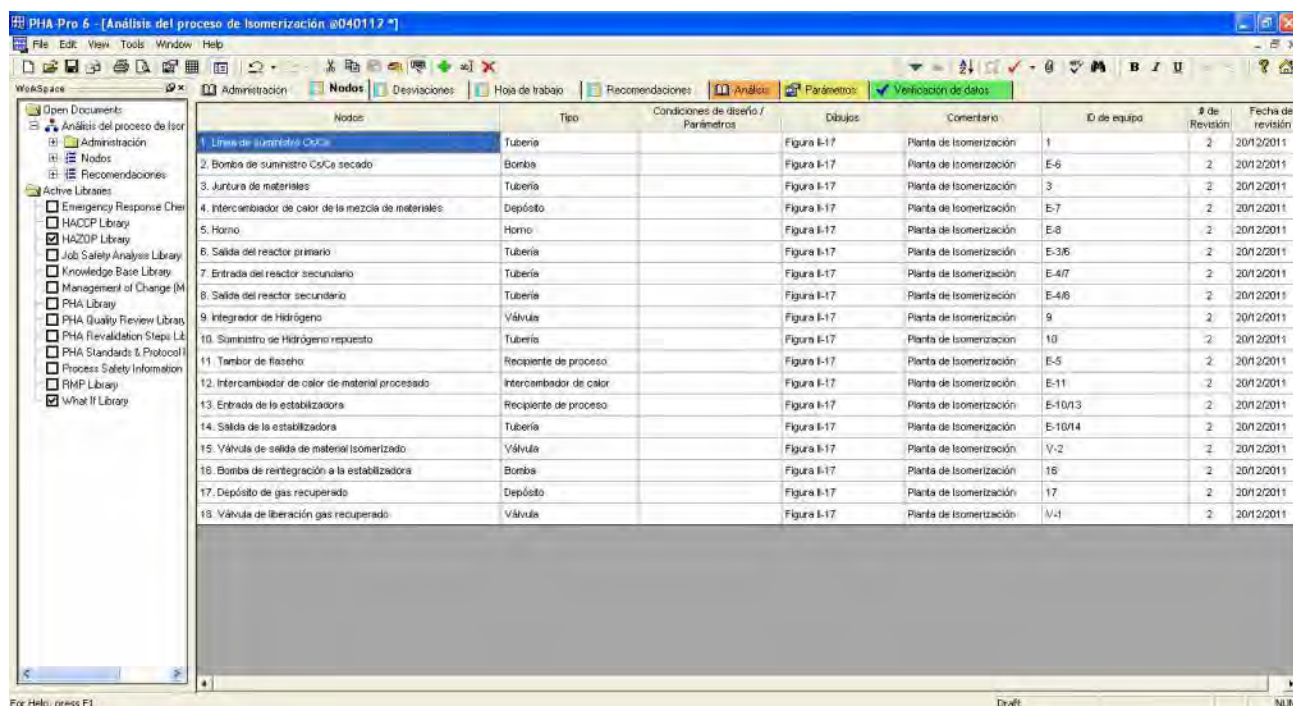


Figura II-18. Definición de los nodos en PHA-Pro

En la figura anterior se muestra la manera en que quedan definidos los nodos para el estudio HAZOP de la planta de isomerización.

II.2.8.3 Desviaciones del análisis HAZOP

Las palabras guías son el punto de partida para determinar los parámetros (elementos o componentes) y en su combinación, las desviaciones que son de interés para continuar con el proceso de identificación de los escenarios de riesgo en la planta de isomerización.

En las tablas que se presentan a continuación, se muestran las desviaciones que el equipo de expertos han considerado para la revisión de los nodos dentro de la planta. Las palabras guías, se retomaron de del libro *Application of HAZOP and What If Safety Reviews to the Petroleum, Petrochemical and Chemical Industries* (Nolan, 1994) y su concentración se realizó con el apoyo del software PHA-PRO 6.

Tabla II-11. Desviaciones del nodo 1: línea de suministro C₅/C₆

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. No hay flujo	No	Flujo
2. Flujo alto	Alto	Flujo
3. Menos flujo	Menos	Flujo
4. Flujo Inverso	Reversa	Flujo

Tabla II-12. Desviaciones del nodo 2: bomba de secado C₅/C₆

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. Baja presión	Baja	Presión
3. No hay flujo	No	Flujo
4. Menos flujo	Menos	Flujo
5. Flujo alto	Alto	Flujo
6. Flujo Inverso	Inverso	Flujo

Tabla II-13. Desviaciones del nodo 3: juntura de materiales

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. No hay flujo	No	Flujo
3. Menos flujo	Menos	Flujo
4. Flujo alto	Alto	Flujo

Tabla II-14. Desviaciones del nodo 4: intercambiador de calor de la mezcla de materiales

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. No hay flujo	No	Flujo
2. Menos flujo	Menos	Flujo
3. Flujo alto	Alto	Flujo
4. Flujo Inverso	Inverso	Flujo
5. Alta presión	Alta	Presión
6. Baja presión	Baja	Presión
7. Alta temperatura	Alta	Temperatura
8. Baja temperatura	Baja	Temperatura
9. Concentración de contaminantes	Concentración	Contaminantes

Tabla II-15. Desviaciones del nodo 5: horno

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta temperatura	Alta	Temperatura
2. Baja temperatura	Baja	Temperatura
3. Alta presión	Alta	Presión
4. Baja presión	Baja	Presión

Tabla II-16. Desviaciones del nodo 6: salida del reactor primario

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. Baja presión	Baja	Presión
3. Alta temperatura	Alta	Temperatura
4. Baja temperatura	Baja	Temperatura
5. Material incorrecto	Incorrecto	Material
6. Flujo alto	Alto	Flujo
7. Menos flujo	Menos	Flujo
8. No hay flujo	No	Flujo
9. Flujo Inverso	Inverso	Flujo

Tabla II-17. Desviaciones del nodo 7: entrada del reactor secundario

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta temperatura	Alta	Temperatura
2. Baja temperatura	Baja	Temperatura
3. Alta presión	Alta	Presión
4. Baja presión	Baja	Presión
5. Flujo alto	Alto	Flujo
6. Menos flujo	Menos	Flujo
7. No hay flujo	No	Flujo
8. Flujo Inverso	Inverso	Flujo

Tabla II-18. Desviaciones del nodo 8: salida del reactor secundario

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Flujo alto	Alto	Flujo
2. Menos flujo	Menos	Flujo
3. No hay flujo	No	Flujo
4. Flujo Inverso	Inverso	Flujo
5. Alta presión	Alta	Presión
6. Baja presión	Baja	Presión

Tabla II-19. Desviaciones del nodo 9: integrador de hidrógeno

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. Baja presión	Baja	Presión
3. Flujo alto	Alto	Flujo
4. Menos flujo	Menos	Flujo
5. No hay flujo	No	Flujo
6. Flujo Inverso	Inverso	Flujo

Tabla II-20. Desviaciones del nodo 10: suministro de hidrógeno repuesto

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Flujo alto	Alto	Flujo
2. Menos flujo	Menos	Flujo
3. No hay flujo	No	Flujo
4. Flujo Inverso	Inverso	Flujo
5. Alta presión	Alta	Presión
6. Baja presión	Baja	Presión

Tabla II-21. Desviaciones del nodo 11: tambor de flasheo

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. Baja presión	Baja	Presión
3. Alta temperatura	Alta	Temperatura
4. Baja temperatura	Baja	Temperatura

Tabla II-22. Desviaciones del nodo 12: intercambiador de calor de material procesado

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. No hay flujo	No	Flujo
2. Flujo alto	Alto	Flujo
3. Flujo Inverso	Inverso	Flujo
4. Alta presión	Alta	Presión
5. Baja presión	Baja	Presión
6. Alta temperatura	Alta	Temperatura
7. Baja temperatura	Baja	Temperatura

Tabla II-23. Desviaciones del nodo 13: entrada de la estabilizadora

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. Baja presión	Baja	Presión

Tabla II-24. Desviaciones del nodo 14: salida de la estabilizadora

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión

Tabla II-25. Desviaciones del nodo 15: válvula de salida de material isomerizado

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Flujo alto	Alto	Flujo
2. Menos flujo	Menos	Flujo
3. No hay flujo	No	Flujo
4. Alta presión	Alta	Presión
5. Baja presión	Baja	Presión

Tabla II-26. Desviaciones del nodo 16: bomba de reintegración a la estabilizadora

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. Baja presión	Baja	Presión
3. Flujo alto	Alto	Flujo
4. Menos flujo	Menos	Flujo
5. No hay flujo	No	Flujo
6. Flujo Inverso	Inverso	Flujo

Tabla II-27. Desviaciones del nodo 17: depósito de gas recuperado

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Alta presión	Alta	Presión
2. Baja presión	Baja	Presión

Tabla II-28. Desviaciones del nodo 18: válvula de liberación gas recuperado

Desviaciones	Palabra Guía	Parámetro
1. Flujo alto	Alto	Flujo
2. Menos flujo	Menos	Flujo
3. No hay flujo	No	Flujo
4. Alta presión	Alta	Presión
5. Baja presión	Baja	Presión

II.2.8.4 Proceso de análisis

En cuanto se han definido las desviaciones sobre las que se basa el análisis de la planta de isomerización, comienza el proceso de revisión de cada una de las desviaciones

que se presentan de la Tabla II-11 a la Tabla II-28, mismas que corresponden con cada uno de los nodos de estudio.

En el apartado I.2.2.4 se abordó el proceso de análisis de riesgos y consecuencias empleando la técnica *HAZOP* y en ella se indicó que se puede abordar el análisis de las desviaciones de dos maneras: 1) por el análisis de elementos (componentes o nodos) y 2) por el análisis de palabra guía y nodo.

En el caso que aquí se presenta y por la manera en que se han definido las contradicciones, junto con la forma en la que la aplicación PHA-Pro ofrece el soporte para el análisis, el proceso se realiza de la primera forma. Una vez hecha esta precisión, el panel de expertos comienza con el análisis de la primera desviación del nodo uno y continúa con las desviaciones subsecuentes hasta terminar de analizar el nodo 1. El proceso se repite para el nodo 2 y hasta concluir con la última desviación del nodo 18.

Conforme se van analizando las desviaciones, el panel de expertos determina de forma simultánea las causas que dan origen a la desviación, así como las consecuencias que se producirían si la causa identificada se llega a presentar dentro de la planta o proceso analizado. Al igual que en la técnica *what if*, se utiliza la misma matriz de riesgos establecida y con la que los expertos estiman la frecuencia y severidad con que se pudiera presentar la causa identificada y así, obtener los valores de los riesgos asociados. Posteriormente, se ordenan los riesgos de mayor a menor orden con el fin de diseñar los planes y acciones pertinentes para mitigar sus efectos. También se establece los departamentos que serán encargadas de atender las recomendaciones emitidas.

El secretario del equipo de trabajo irá registrando los resultados parciales de los análisis que se hacen durante el proceso de identificación de riesgos en el PHA-Pro para que al finalizar los trabajos de análisis, se integren los documentos que formarán parte del informe de identificación de los escenarios de riesgo y las recomendaciones que sugieren para afrontar las consecuencias. En la Figura II-19 se presenta una pantalla de registro del análisis de una desviación.

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	CR		
1. Bloqueo	1. Paro de la planta	2	3	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Ruptura de tubería o válvula	1. Paro de la planta	3	2	6	2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones
3. Fuga de material	1. Fuga y derrame de hidrocarburos que pudieran desencadenar en incendio que afectaría a las instalaciones contiguas a la planta de isomerización	3	3	9	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno. 2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones Ingeniero de Operaciones
4. Fallo en el equipo	1. Paro de la planta	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
5. Prestión diferencial incorrecta	1. Paro de la planta	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno. 2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones Ingeniero de Operaciones

Figura II-19. Hoja de registro de causas y consecuencias de una desviación

Los cuadros del resultado de la evaluación de todas las desviaciones se incluyen en el **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** y su análisis se presenta en el Capítulo III. La técnica puede aprovecharse de manera más precisa si se cuenta con información estadística sobre eventos o casusas previas en las instalaciones; la estimación y análisis de consecuencias se vuelve más certera y es posible hacer un análisis más desglosado de la ocurrencia empleando los métodos cuantificativos relacionados con los árboles de fallos (FTA) o bien, los árboles de eventos (ETA).

Capítulo III: Análisis de resultados

En los capítulos anteriores se ha recopilado información sobre el análisis de riesgos, de la situación de la industria petrolera en forma general y la situación en que se encuentra México en relación con la industria de la refinación; con dicha información se ha hecho una propuesta metodológica para el análisis de los procesos o subsistemas dentro de una refinería moderna de petróleo.

Para continuar con la identificación de los riesgos y consecuencias determinadas con el uso de las técnicas *what if* y *HAZOP*, en este capítulo se hace un análisis de los resultados que se obtuvieron para el complejo de refinación completo y después en el proceso seleccionado de forma específica. El procedimiento empleado para dicho propósito sirve como una forma de atender los distintos aspectos que afectan las operaciones normales de la refinería y para identificar oportunamente los peligros y los efectos asociados a ellos de forma objetiva y cuantitativa en los casos en que se cuente con los elementos necesarios para ello.

Primero se abordan los resultados generales de cada uno de los procesos de refinación que fueron propuestos en el capítulo II y posteriormente, los que se obtuvieron mediante el análisis minucioso del proceso con mayor riesgo identificado. Al final del análisis de ambos casos se cuenta con los elementos necesarios para emitir un informe de los análisis, incluyendo recomendaciones y propuestas para mitigar o reducir los riesgos y la evaluación de los escenarios de riesgos con el uso de la matriz de riesgos.

III.1 Análisis de resultados de la técnica what if

Los resultados que se obtuvieron al aplicar la técnica *what if* en los 12 procesos de refinación propuestos, han requerido de la experiencia y del conocimiento sólido y objetivo del panel de expertos, sus aportaciones al análisis de las diferentes situaciones que se pueden presentar y representar un peligro que conduzca a la identificación de los escenarios de riesgos que se deben atender de manera prioritaria de acuerdo con la caracterización del riesgo y el tipo de acciones que se deben de tomar en cuenta según la clasificación que se obtuvo por medio del uso de la matriz de riesgos.

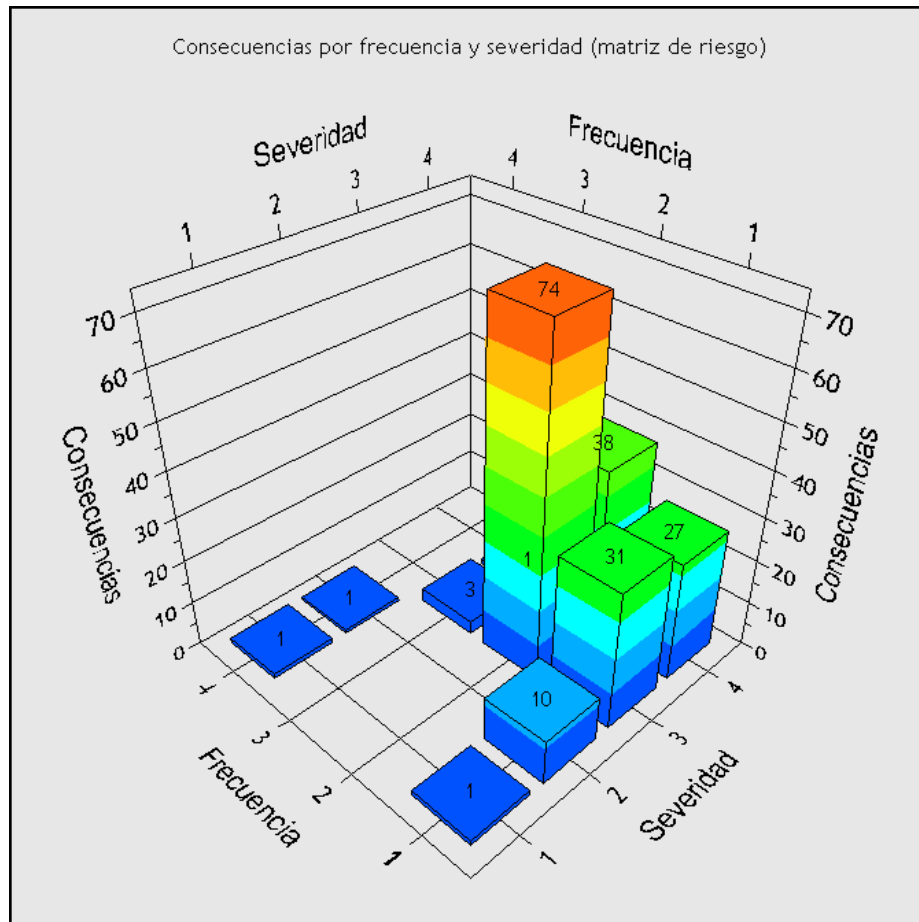
En el anexo D se presenta una tabla en la que se concentran las recomendaciones que fueron emitidas para cada una de las preguntas *what if* elaboradas para la evaluación de los riesgos en el modelo de refinería propuesto. Dicha tabla está formada por cinco columnas:

1. **Recomendaciones.** En esta columna se encuentra la redacción de la recomendación que el grupo de expertos ha propuesto después de haber evaluado la pregunta o las preguntas relacionadas, su finalidad es la de proponer al departamento de proyectos, las acciones que se deben de considerar para reducir el riesgo de presentarse los peligros identificados.
2. **Lugar de sugerencia.** Contiene las referencias a las preguntas *what if* en donde se ha emitido la recomendación redactada en la línea correspondiente de la tabla.
3. **Max CR.** Es la calificación numérica que se obtuvo para la recomendación asociada, mediante la calificación de la frecuencia y de la severidad conforme a la caracterización realizada en el capítulo II por parte del panel de expertos.
4. **Prioridad.** Corresponde con una numeración ordinal que el software realiza al momento de organizar en orden de prioridad de las calificaciones CR obtenidas para la recomendación. La numeración corresponde en orden ascendente a la calificación obtenida, por lo que la recomendación de mayor prioridad corresponde a la que obtuvo el valor más alto y en orden numérico al último valor de la prioridad de la tabla.
5. **Responsabilidad.** En esta columna se anotan los expertos encargados de evaluar los aspectos técnicos que se requieren para que la recomendación que fue emitida sea tomada en cuenta de acuerdo a la prioridad y presupuestos con que se cuenta para atender los peligros identificados por medio del estudio de riesgos y consecuencias.

III.1.1 Análisis de consecuencias

En la Gráfica III-1 fue generada por programa PHA-Pro que la emite de forma automática, con los valores registrados durante el análisis de riesgos y consecuencias con

el empleo de la técnica *what if*. Se presenta en forma tridimensional una representación de la matriz de riesgos, tomando como base la frecuencia (eje X), severidad (eje Y) y número de consecuencias (eje Z). Se muestra en forma de colores los niveles obtenidos, mismos que se forman con un degradado de tonos que indican el nivel de peligro relacionado a la cantidad de consecuencias agrupadas descritas conforme a la matriz de riesgos.



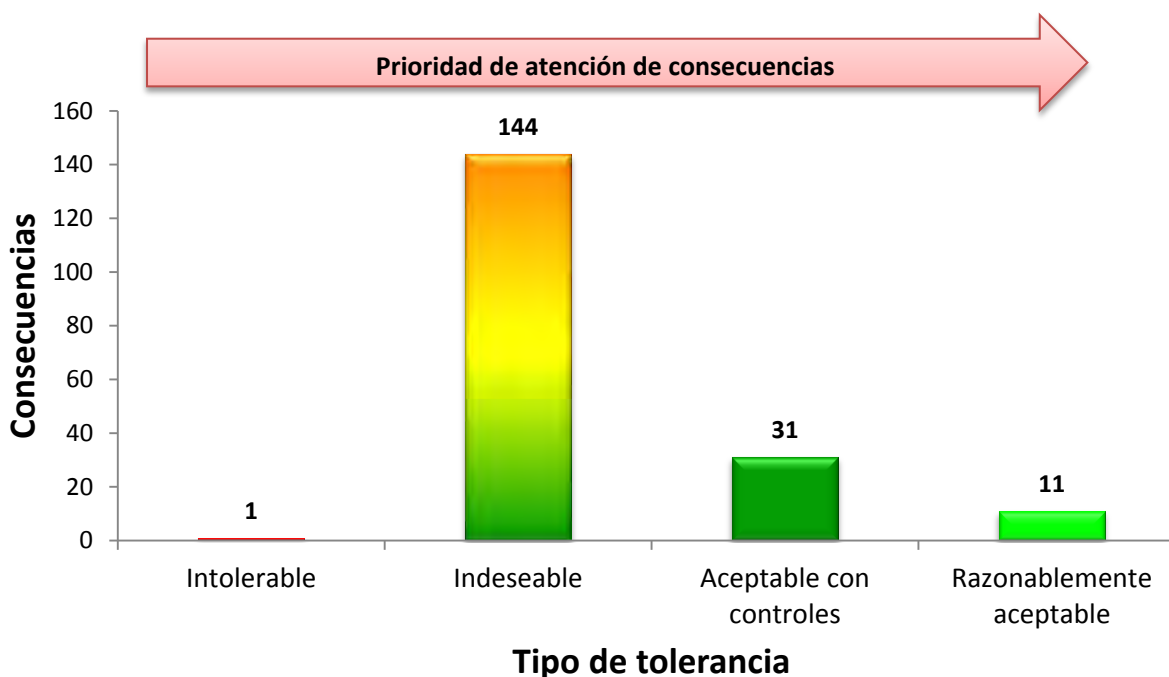
Gráfica III-1. Número de Consecuencias por Frecuencia y Severidad (Matriz de Riesgo)

De la gráfica se puede apreciar de forma directa los niveles de riesgo que se han identificado en la aplicación de la metodología propuesta, así como la cantidad de consecuencias que se encuentran relacionadas con las recomendaciones y sus respectivos valores de CR (Calificación del Riesgo). En la Tabla III-1 se concentran los resultados de las consecuencias obtenidas a partir análisis de riesgo y se presentan de acuerdo al número de casos en que se presentan referenciadas dichas consecuencias (tómese en cuenta que las consecuencias se pueden presentar en más de una ocasión por cada recomendación que se emite); los colores que tienen asociados los renglones corresponden a la clasificación y tolerancia especificados en la caracterización del riesgo.

Tabla III-1. Relación de consecuencias y su calificación de riesgo

CR	Frecuencia	Severidad	Casos	Clasificación	Tolerancia
6	2	3	74	B	Indeseable
8	2	4	38	B	Indeseable
3	1	3	31	C	Aceptable con controles
4	1	4	27	B	Indeseable
2	1	2	10	D	Razonablemente aceptable
9	3	3	3	B	Indeseable
1	1	1	1	D	Razonablemente aceptable
4	4	1	1	B	Indeseable
8	4	2	1	B	Indeseable
12	4	3	1	A	Intolerable

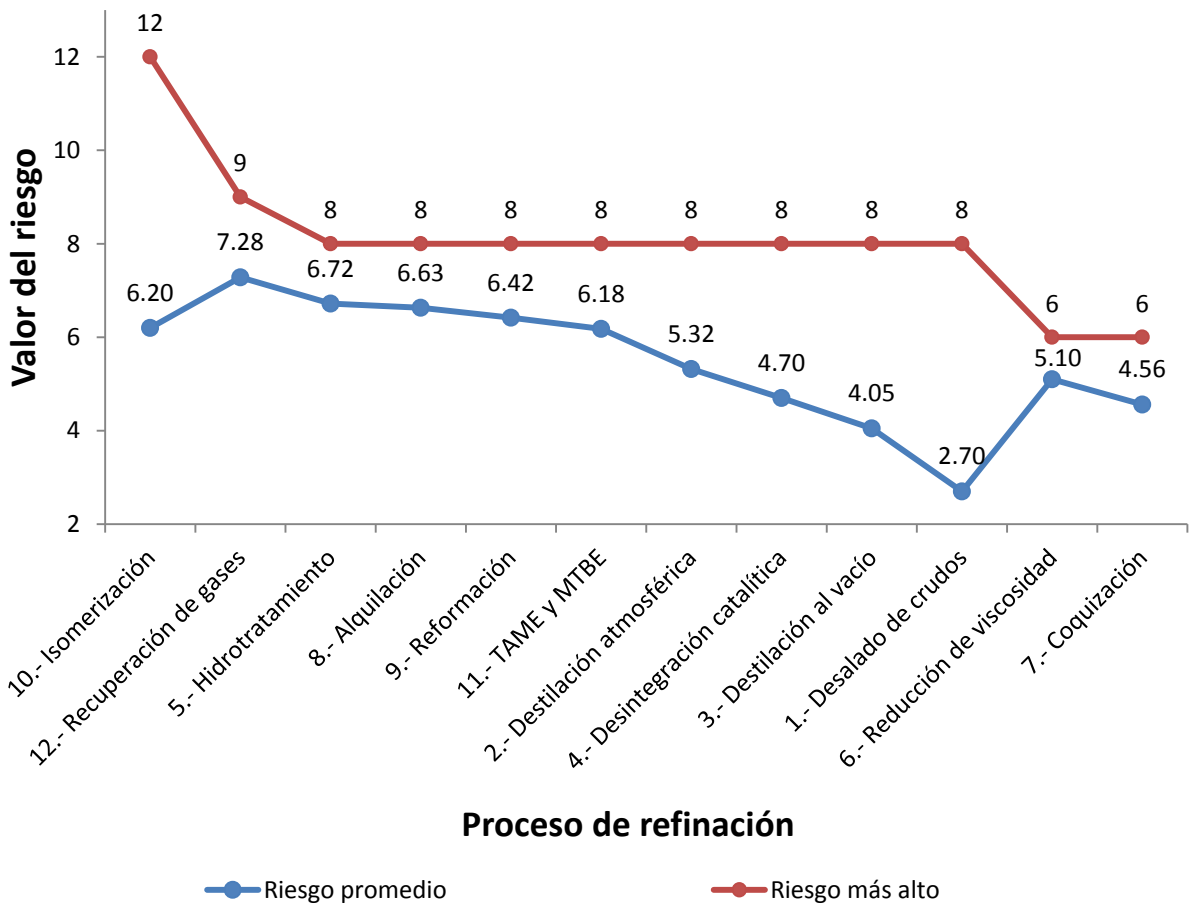
Prioridad de atención de consecuencias



Gráfica III-2. Prioridad de atención de consecuencias

A partir de los resultados que se presentan en la tabla anterior, en la Gráfica III-2 se concentra la cantidad de consecuencias identificadas por tipo de tolerancia definida en la caracterización del riesgo y se presentan en el orden: **A-Intolerable**, **B-Indeseable**, **C-Aceptable con controles** y **D-Razonablemente aceptable**. Las recomendaciones que se hicieron por parte del grupo de expertos deben atenderse en orden del tipo de la tolerancia de la consecuencia y de los casos en que se presentan, por lo que deben atenderse en el orden indicado en la flecha superior de las barras de la gráfica.

Evaluación del riesgo por proceso



Gráfica III-3. Evaluación del riesgo por proceso de refinación

De acuerdo a los valores de riesgo obtenidos para cada uno de los procesos, se han recopilado los valores correspondientes que se presentan en la Gráfica III-3 para agrupar en forma decreciente por el valor máximo de riesgo obtenido (línea roja) y el promedio de los riesgos relacionados con las consecuencias que corresponden al proceso (línea azul).

Se puede deducir que el orden de prioridad en la atención de las consecuencias y sus respectivos niveles de riesgos se deben atender en orden de mayor riesgo hacia el de menor y en los casos en donde los valores máximos de riesgo sean similares, se toma como segundo criterio al valor promedio de riesgo del proceso al que corresponde. En la Tabla III-2 se indica el orden de atención de los riesgos y consecuencias tomando como base el criterio anterior.

Tabla III-2. Prioridad de atención de los procesos de refinación

Prioridad	Proceso	Riesgo máximo	Riesgo promedio
1 (más alta)	Isomerización	12	6.20
2	Recuperación y endulzamiento de gas saturado	9	7.28
3	Hidrotratamiento	8	6.72
4	Alquilación	8	6.30
5	Reformación	8	6.42
6	TAME y MTBE	8	6.18
7	Destilación atmosférica	8	5.32
8	Desintegración catalítica	8	4.70
9	Destilación al vacío	8	4.05
10	Desalado de crudos	8	2.70
11	Reducción de viscosidad	6	5.10
12 (más baja)	Coquización	6	4.56

III.1.1.1 Resultados obtenidos

El resultado que se busca en el análisis de riesgo y operabilidad es la identificación de las operaciones o procesos que representan una mayor severidad y probabilidad (en este caso, la calificación del riesgo o CR) de que algún componente de la refinería falle. Por ello, ente más positivo sea el número asignado al riesgo, más riesgosa y más probable será la consecuencia identificada.

Cuando se implementan acciones para la mitigación o reducción de los riesgos y peligros originadas a partir de la emisión de recomendaciones durante el procesos de análisis de los procesos, elementos o componentes de los mismos y que han sido reconocidos por los expertos como críticos en las operaciones en las que se encuentran involucrados, es necesario volver a realizar el proceso de análisis con la finalidad de determinar si las acciones que se adoptan son las correctas y que en realidad ayudan a mejorar la seguridad y reducir el riesgo que en principio se consideró y analizó. Todos los patrones o razonamientos de referencia considerados se deben adecuar a las normas y estándares mínimos con que cuenta la propia refinería y en su defecto, deberán adoptarse

las normas internacionales de operación para el tipo de complejos industriales que representan las refinerías en los aspectos: ambientales, químicos, seguridad e higiene en el trabajo y sobre todo, los enfocados a la calidad de los productos terminados y para uso intermedio (petroquímica básica).

III.1.2 Consecuencias

Las consecuencias o efectos no deseados en los procesos de refinación son muy variados y se encuentran relacionados con las variables o parámetros de interés en el estudio de los riesgos en cada uno de los procesos. A continuación se sintetizan las consecuencias que fueron identificadas en cada proceso de refinación.

III.1.2.1 Desalado de crudos

Este proceso es crítico para la operación óptima del complejo de refinación y por ello es importante que se tomen en cuenta los riesgos que pueden presentarse en esta etapa y las consecuencias que se han identificado:

- Paro total de la refinería.
- Operación a capacidad mínima.
- No hay flujo suficiente de crudo desalado al resto de la refinería o fallas en el suministro.
- Fracturas o fatigas de tuberías y del tambor desalado.
- Fugas de crudo o de agua.
- Material contaminado por no haber una desemulsificación suficiente.
- Remezclado de crudo, agua y sales.
- En caso de fallas, se puede conducir el crudo a la planta de tratamiento de aguas residuales.
- Riesgo de corrosión por formación de HCl.

III.1.2.2 Destilación atmosférica

La destilación primaria es el proceso que seguramente toda refinería de cualquier dimensión incluye, pues no se requiere de mayor esfuerzo para obtener las fracciones

más ligeras del crudo en productos terminados. Las consecuencias encontradas tienen su origen principalmente en el rango de calor requerido para la refinación y agrupan como:

- Separación deficiente de las fracciones principales del crudo por lo que se requerirá procesos extras posteriores para poder aprovechar al máximo el crudo. Ello traerá consigo costos extras y baja productividad de la refinería.
- En caso contrario, si hay un calor excesivo, se evaporaran fracciones ligeras con el riesgo de no poderlas recuperar y ello implicará una producción deficiente y pérdida económica para la refinería. Si no hay sobrepresión, se presenta una pérdida rápida de temperatura y se condensarán las fracciones secundarias.
- Si se presenta un exceso de sales cloradas en el tope de la columna, se puede formar ácido clorhídrico, mismo que provocaría corrosión o fatiga con su liberación consecuente y de haber condiciones atmosféricas favorables se puede presentar incendios y/o explosiones.
- Sí se presenta una condensación acelerada en los platos de fracciones, puede presentarse el caso de que no haya drenado suficiente de las fracciones y éstas se pueden escurrir hacia los platos inferiores o a la base de la columna.
- Se pueden presentar fallas en las bombas de recirculación de las fracciones, lo que conducirá a un consumo mayor de combustible para recuperar el calor perdido.
- La falta de mantenimiento en tuberías, válvulas y platos de fraccionamiento, conducen a un aprovechamiento deficiente del crudo. Se corre el riesgo de perder las fracciones ligeras y de tapan los conductos de entrada o salida de la columna de destilación primaria. Además, puede presentarse un aumento de presión dentro de la columna o vertido al drenado de fracciones intermedias.
- Los problemas relacionados con la pérdida de presión interna puede conducir a disminuir la calidad de las fracciones, bajo rendimiento y drenado de fracciones ligeras.
- Si a la salida de la columna, la temperatura de los residuos es baja se puede solidificar y tapan los conductos de salida de la columna de destilación primaria.

- Si en la válvula de venteo en la columna se presenta una obstrucción, puede provocar una fuga de gases de refinería y en el peor escenario, desencadenaría incendios o explosiones.

III.1.2.3 Destilación al vacío

La columna de destilación al vacío tiene como propósito, refinar las fracciones medianas y pesadas que no son procesadas en la columna atmosférica (conocido como crudo reducido) y las consecuencias que se pueden presentar son las siguientes:

- Sí el material a procesar trae consigo concentraciones altas de gas oil, será necesario contar con una columna que sea capaz de presentar presiones altas sin que se licue el gas concentrado.
- Sí el material de la columna de destilación atmosférica proviene con calor excedente, puede dañar al horno intercambiador de calor previo a la columna de destilación al vacío y si las condiciones de calor y presión dentro de la columna no son las adecuadas, se puede presentar el craqueo térmico de los residuos en la columna.
- Sí las rejillas de filtración para el flujo de residuo atmosférico se encuentran obstruidas, no permitirá que se realice la destilación al vacío.
- Sí se presenta fallas en la reinserción del flujo interno por debajo del plato de extracción lateral, conduce que se presente el riesgo de no separarse de forma adecuada las fracciones de destilación al vacío.
- Sí se presenta una caída de la presión en el tope de la torre, puede conducir a que no se condense el gas oil, que traería una falla en el fraccionamiento de los derivados de esta etapa.
- Si fallan los eyectores de vapor o de la bomba de vacío, puede conducir a que no se presente el vacío en el interior de la torre y consigo, pérdida de energía o retraso en la producción con sus implicaciones económicas desfavorables.
- Sí se presenta un flujo de vapores bajo en la parte inferior de la columna, no habrá posibilidad de desalojar los materiales sólidos de la torre y pueden obstruirse los platos de fracción o cazoleta.

- Sí se provoca una fractura en la torre, se presenta una despresurización que pudiera desencadenar en una implosión, derrames de productos semiterminados y de la planta en general.
- Sí se presenta una sobrepresión en la torre, puede provocar el daño de los hornos de material proveniente de la torre de destilación atmosférica.
- Si las partes mecánicas como las válvulas y bombas de la torre presentan alguna falla, se puede concentrar material sobrecalentado, se puede presentar daños importantes a la columna, así como derrames dentro de la planta.
- Cualquier otra falla en las tuberías, válvulas o bombas, así como la fractura en la columna puede conducir a que la calidad de los productos procesados en la torre sea deficiente y traerá consigo pérdidas económicas principalmente.

III.1.2.4 Desintegración catalítica

Las consecuencias que se han identificado en esta planta se pueden agrupar de la siguiente forma:

- La pérdida de calor puede generar la solidificación de materiales dentro de la planta.
- La falla en intercambiadores de calor impide que se logre la temperatura requerida para la desintegración del material de proceso.
- Las averías o fugas en el tubo elevador de materiales pueden provocar derrames de materiales, fatigas o fugas de gases y una demora en la producción de gasolina enriquecida en octanaje.
- Las corrientes de recirculación altas pueden generar una concentración de materiales excesivamente calentados que pudieran generar una variación en la viscosidad requerida para el procesamiento. También se puede presentar una pobre reintegración del catalizador que conduciría a una deficiencia en la producción de la planta.
- Si hay cantidad insuficiente de vapor en el proceso, se corre el riesgo de que se pierda la fuerza de empuje sobre el tubo de alimentación y no se logrará introducir el calor suficiente para el proceso de la planta.

- La obstrucción en los separadores dentro de los reactores puede conducir a que no se completen las reacciones químicas para la desintegración de los materiales del proceso.
- La combustión ineficiente de carbón depositado en el fondo del catalizador, puede formar una cantidad no controlada de CO, además que se pueden producir óxidos de azufre (SO_x) u óxidos de nitrógeno (NO_x).
- La falla de suministros puede conducir a la producción ineficiente en la planta, así como también la pérdida el control de la emisión de contaminantes (principalmente el CO₂).
- Las fatigas o fisuras en las partes mecánicas puede producir la fuga de gases peligrosos como el H₂ (hidrógeno) o el H₂S (ácido sulfhídrico), metano, etano y etileno. Todos estos gases pueden provocar incendios o explosiones y en el caso del H₂S, la formación de ácido sulfúrico.
- La concentración alta de azufre en el material de ingreso provocará que se presenten concentraciones altas del mismo en los productos de la planta que requerirán esfuerzos posteriores para su remoción. El azufre contenido en el coque se convierte en óxidos de azufre compuestos por SO₂ y SO₃ que generan una contaminación alta al ambiente.
- La contaminación por trazas metálicas y de otros materiales en la mezcla de entrada a la planta en la presencia de vanadio desactivan por completo al catalizador, el nitrógeno desactiva temporalmente al catalizador, el níquel, cobre, vanadio, hierro y cobalto propician la formación de coque y de hidrógeno. El calcio, magnesio, sodio, bario o potasio son destructivos para los catalizadores que pudieran provocar el colapso de los catalizadores.

III.1.2.5 Hidrotratamiento

- Una falla en el tambor de descarga vacío implicará el consumo innecesario de combustibles y sus costos asociados aumentarán los de producción.
- Las fallas en el bombeo en la planta de desulfuración provocaran el paro de la planta, conduciendo a un retraso en la producción de los derivados de la planta de isomerización, reformación o craqueo catalítico, reduciendo la capacidad de producción de turbosina y diesel.

- Las fallas en el intercambiador de calor en las mezclas de la planta puede alterar el flujo de material para su tratamiento, reduciendo la eficacia de la planta; se puede obstruir el flujo del material tratado en el reactor, así como la alteración en la recirculación de gases hacia el reactor; flujo del compresor de recirculación de gas hacia el tambor de flasheo, todas ellas son circunstancias que no permiten la reacción completa del hidrógeno para la eliminación de nitrógeno, azufre y oxígeno; la carga del tratamiento se puede conducir al tambor de flasheo y se puede presentar la fuga de hidrógeno y con ello se puede presentar un incendio y/o una explosión.
- La falla en el suministro de combustible en el horno del reactor no logra la mezcla y calentamiento del material a tratar con el hidrógeno de proceso, conduciendo a una falla de operación de la planta y pudiese presentar un flujo alto de material en la planta y en el reactor sin activación por falta del calor para el funcionamiento de la planta.
- La insuficiente cantidad de catalizador no completa la reacción química que retira al azufre del material procesado que podría acarrear los contaminantes corrosivos de azufre, nitrógeno y otros hacia los procesos de tratamiento posteriores de la refinería.
- El material en el reactor insuficientemente purificado, puede presentar corrosión, fatiga o avería en las tuberías que conducen al material mezclado en el reactor hacia el intercambiador de calor que conduce el producto al tambor de flasheo.
- La avería en el tambor de flasheo puede ocasionar una fuga de ácido sulfhúrico hacia la unidad de azufre que pudiera generar una nube tóxica y corrosiva en el entorno y en las instalaciones; se puede producir una fuga de hidrógeno que puede provocar fuego o explosión; y una posible fuga de material reaccionado que pudiera generar fuego, explosiones o evaporaciones en forma de nube tóxica.
- La fatiga en la línea de suministro de hidrógeno en la línea de compresión de recirculación de gas puede conducir a una fuga de hidrógeno o no se logra la mezcla del material con el hidrógeno para su procesamiento.

- El calor insuficiente en el reciclador pudieran llevar consigo materiales con impurezas que no son los esperados.
- Una falla en el intercambiador de calor que une a la unidad de separación y al condensador puede generar fuga de materiales gaseosos cuyo contenido de gases de refinación y ácido fluorhídrico. Su liberación pudiera generar una nube tóxica, incendios o explosiones y afectaría a la propia unidad de separación de materiales, mismos que pudieran ser alcanzados por el fuego.
- La falla o avería en la bomba de vapores del condensador al separador puede presentar fuga de gases de refinación o vapores de materiales terminados. Esta fuga podría generar derrame de material en forma gaseosa y desencadenar fuego o explosiones.
- Las fallas en la bomba del liberador del condensador pueden presentar problemas al desalojar el material purificado, cuya concentración en la unidad de separación pudiera crear una sobrepresión por encontrarse material en estado gaseoso y líquido que pudiera desencadenar la explosión y fuego en la unidad.

III.1.2.6 Reducción de viscosidad

Las consecuencias que se han identificado en esta planta se relacionan con las fallas mecánicas o a las condiciones anormales de temperatura y agrupan como sigue:

- Las fallas en bombas de suministro puede provocar el paro de la planta parcial o totalmente en tanto se normaliza la situación.
- Las fallas en el precalentado del material de procesamiento puede conducir a la producción sin mejora de los productos de la planta si no se alcanza la temperatura adecuada y en caso contrario se puede presentar un craqueo térmico.
- Las averías en el intercambiador de calor puede conducir al paro parcial o total de la planta y al aumento en el consumo de combustibles en forma innecesaria.
- La temperatura alta en el interior de la planta por tiempo prolongado conduce a la reducción del rendimiento en la producción de la planta.

- La caída de presión en el interior de la planta aunada a un exceso de temperatura conduce a la producción de coque residual.
- Las fallas o averías en la válvula de venteo aunadas a una sobrepresión en la planta, conduce a una explosión o derrame que crearía las condiciones para que se presente un incendio de charco o una explosión.
- La sobrecarga en el depósito de gas recuperado puede generar una fatiga en las líneas de conducción del material entre la columna y el depósito y eventualmente se pudiera generar fugas, incendios o explosiones.

III.1.2.7 Coquización

Las consecuencias que se han identificado en este proceso se encuentran asociadas a condiciones de falla en bombas, válvulas o tuberías; así como en fallas de suministro de material de proceso y otras asociadas con la temperatura en la planta, se pueden agrupar como sigue:

- Las fallas en partes mecánicas pueden conducir a que no haya material suficiente para procesar, derrames de residuos secundarios y la generación eventual de incendios en las zonas de afectación, drenado parcial y directo del residuo del vacío hacia línea de combustóleo, un mayor flujo dentro de la columna traería como consecuencia la disminución de la operación de las columnas de destilación atmosférica y del vacío.
- La falla en el suministro a la planta reduce la capacidad de proceso de la planta y afectará a las plantas y procesos subsecuentes.
- Si la temperatura dentro del horno es baja, el residuo no se puede incinerar para producir el coque, y si la temperatura es mayor, se pudiera consumir el coque y pudiera dar lugar a incendios dentro de la planta.
- Si hay daños en los contenedores del coque pudiera provocar el derrame del coque que requerirá de recursos extras para su recuperación y limpieza.

III.1.2.8 Alquilación

En esta planta se identificaron consecuencias que tienen origen en fallas mecánicas como bombas y válvulas, además de fallas en los hornos e intercambiadores de calor dentro del proceso de la planta y se pueden agrupar como sigue:

- La falta de flujo suficiente en la planta puede conducir a la producción de gasolinas de mala calidad debido al bajo octanaje que se obtendría.
- Las fallas en los intercambiadores de calor pueden conducir a procesos incompletos que afectarían la producción de aditivos para la mejora de las gasolinas y el impacto al ambiente que su consumo pueden generar. Si el horno en el proceso de isodespojación genera calor inadecuado también conduciría a las consecuencias del tipo de fallas indicadas.
- Si no se cuenta con suficiente catalizador en el proceso se puede conducir a una pérdida del rendimiento del procesamiento por reacciones químicas incompletas. En caso de que el catalizador sea ácido sulfúrico se puede generar corrosión o fugas con un comportamiento de tipo nube tóxica.
- Si se presenta una fuga del catalizador en fase gaseosa produce lesiones en la piel de quienes se encuentren en contacto con la nube, las lesiones serían muy dolorosas y de difícil regeneración por la reacción del calcio y del ácido.
- Si se presentan fracturas o fugas en tuberías entre el reactor y la despojadora, pueden producir la fuga de isobutano y materiales gaseosos más livianos, así como incendios o explosiones.

III.1.2.9 Reformación

Las consecuencias que se identificaron en la planta, se encuentran relacionadas con la falla en precalentadores, tuberías, válvulas y otras partes mecánicas, falta de suministros (incluyendo hidrógeno), presión y temperatura de operación, saturación de la planta y/o del estabilizador como se muestra a continuación:

- Si hay falla en la bomba de nafta pesada desnaturalizada conduce a una reducción de productividad y bajo octanaje en las gasolinas de la planta.
- Si el precalentador de nafta no aporta el calor requerido para la operación de la planta implicará un mayor tiempo de calentamiento del horno primario, así como el tiempo necesario para completar la reformación.
- Sí se presenta fallas en el suministro de hidrógeno se puede presentar fallas en la reacción de la nafta en el primer reactor y de nafta con hidrógeno no se completará de forma adecuada.

- Sí se presentan fugas de hidrógeno en la planta se pudiera producir fuego o explosiones en la planta que impactaría al resto de los procesos de la refinería.
- Sí la presión del hidrogeno de entrada es mayor que la requerida en la línea de mezclado se puede presentar reflujó hacia la bomba de entrada (efecto sifón), fatiga en las partes mecánicas y fuga de hidrógeno con el riesgo de incendios o explosiones.
- Sí la temperatura después del primer horno es inferior a la requerida, no se logra la mezcla heterogénea de la nafta y del hidrógeno por lo que no se logra la evaporación completa de la misma y si la temperatura es superior se puede presentar una sobrepresión en el primer reactor de la planta.
- Sí se presenta la solidificación del coque dentro de las paredes de alguno de los reactores se desactiva el reactor y se genera pérdidas económicas y daño a los reactores y a la planta.
- Sí la planta de hidrodesulfuración se encuentra saturada y las mezclas en el reactor pueden contener azufre y al no haber mezcla suficiente, se puede presentar una sobrepresión en el compresor de recirculación y se sobresature con hidrógeno impuro y si la mezcla no se controla adecuadamente, se puede producir una fuga o explosión en la planta.
- Sí no hay suficiente aporte de vapor de agua en la planta se puede producir una sobrepresión en el tambor de flasheo o en el acumulador de evaporados que pueden generar sobrepresión con fatiga y en casos extremos, explosiones o fuego.
- Sí el estabilizador se encuentra saturado no se podría absorber los gases ligeros para procesamiento adicional y una acumulación en la parte superior en el acumulador de gases que forzaría a la bomba de reciclaje de residuos ligeros y parte de estos se pudiera perder en forma de fuga con sus consecuencias asociadas.
- Si el rehervidor de las gasolinas reformadas no aporta el calor suficiente para la recirculación de gasolinas al estabilizador se ingresa material condensado y sin la temperatura necesaria al rehervidor que conduciría a un reciclaje ineficiente.

III.1.2.10 Isomerización

En el caso de esta planta, las consecuencias que se han detectado son de magnitudes considerables y su origen se encuentra principalmente en la falla de los sistemas de control y transductores, fallas de partes mecánicas, condiciones anormales de los catalizadores y condiciones de temperatura y presión. Las mismas se pueden agrupar de la siguiente manera:

- Sí la temperatura de corte es inferior al requerido, no se podrá completar el procesamiento de las fracciones y la productividad de gasolinas altas en octanaje se verá afectada.
- Sí el catalizador es el cloruro de aluminio, se presenta una baja selectividad en el proceso y se pueden producir reacciones secundarias como el craqueo y la corrosión por la formación de ácido clorhídrico.
- Sí el material de proceso contiene impurezas como el azufre, hidrógeno u oxígeno se presenta un daño importante a los catalizadores.
- Sí se presentan averías en las tuberías, bombas o válvulas en general, se puede presentar paro o daños a la planta y conduciría a un déficit de isobutano necesario en la planta de alquilación.
- Sí se presenta alguna falla en el compresor de hidrógeno, se puede presentar una concentración de agua mayor a la necesaria e incluso de hidrógeno en el proceso de la planta.
- Sí no opera en forma adecuada el secador de nafta, se presenta un rendimiento bajo en la producción de la planta.
- Sí hay alguna avería en los secadores de nafta o de hidrógeno, se pudiera presentar la fuga o liberación de nafta, el derrame ocasionaría un incendio de tipo charco. La liberación de hidrógeno generaría una nube que es muy reactiva y puede ocasionar una explosión de consideración.
- Sí en los intercambiadores de calor no se puede mantener la energía necesaria para los reactores y para el separador, no se logrará alcanzar la isomerización en las naftas de retroalimentación en la planta y pudiera generar una sobrepresión dentro de los reactores o en el separador de gases; también se puede presentar la fuga de hidrógeno en fase gaseosa o de gases de

refinería que pudieran desencadenar una nube tóxica, incendios o explosiones.

III.1.2.11 TAME y MTBE

El origen de las consecuencias identificadas en la planta se encuentran en la falla de suministro de isobutano o de etanol, por averías en la conducción hacia el reactor de mezclas, falta de calor dentro del reactor, fallas en el reintegrador de mezclas de reacción, exceso de material procesado en la columna de purificación, exceso de material en el tambor de recuperación de gases reutilizados y rupturas o fallas en las líneas de conducción del producto terminado hacia los procesos subsecuentes. A continuación se indican las consecuencias que se encuentran relacionadas:

- Cuando hay fallas en el suministro del isobutano (C_4) no se puede producir suficiente MTBE para obtener gasolinas enriquecidas en octanaje alto y algo similar ocurre en la falla de suministro de etanol por ser un insumo complementario para la planta.
- Cuando se presentan averías o fugas en las líneas de conducción hacia el reactor de la mezcla, no se puede obtener la mezcla física de los insumos para la operación de la planta.
- Al no haber condiciones de temperatura adecuadas de la mezcla dentro del reactor, la planta permanecerá detenida hasta que se logren las condiciones necesarias para procesar la mezcla y las bombas de isobutano y éter pudieran estar trabajando en forma innecesaria y que pudiera ocasionar la fatiga de las líneas de alimentación, bombas, válvulas y del reactor.
- Sí se presentan fallas en el reintegrador de la mezcla de reacción, la bomba de reintegración no estaría reintegrando material suficiente al reactor, lo que traería consigo productos de baja calidad para los procesos subsecuentes dentro de la refinería y sí se llega a presentar una reacción inadecuada, la corriente de la mezcla no lograda se envía a la sección de recuperación de etanol que conduciría al aumento en el consumo de combustible y a la reducción de la capacidad de proceso que en cascada pudiera ir deteniendo los procesos subsecuentes.

- Si se presenta un exceso de material terminado, la sobrepresión se presentaría en el tambor empujaría al gas hacia el sistema de liberación o al sistema de calefacción de los procesos de refinación; también se puede empujar al material excedente hacia la columna de purificación.
- Si se presenta exceso de hidrógeno en el producto terminado, se tiene que emplear un proceso de separación del hidrógeno, mismo que se debe de reincorporar a la columna de purificación que contribuiría a un retraso en la producción de MTBE para los procesos subsecuentes.
- Sí se presentan fallas mecánicas en las líneas, bombas o válvulas que conducen al producto terminado hacia otros procesos, por la alta volatilidad del MTBE, se puede provocar un derrame y evaporación rápida que pudieran conducir hacia incendios o explosiones en la refinería.

III.1.2.12 Recuperación y endulzamiento de gas saturado

En este proceso se han identificado factores que originan las consecuencias relacionadas a la falla o avería en partes mecánicas, exceso de material procesado o material que no ha sido procesado suficientemente. A continuación se indica cómo se afectaría el proceso por esas condiciones:

- Sí se presenta alguna avería, fatiga o ruptura en la recolección de gases amargos en los procesos de refinación o hacia los depósitos para su uso y/o distribución, se pueden generar las condiciones para que se presenten incendios o explosiones debido a la volatilidad e inestabilidad de los gases de refinación.
- Si se presenta algún exceso de gases en los depósitos, se pudiera generar una saturación en los demás procesos con las consecuentes demoras que originaría para el drenado de los materiales para su uso posterior. La falla en los depósitos pudiera presentar fugas, incendios, explosiones y en el caso más extremo una BLEVE y los proyectiles que se generarían podrían afectar a otras etapas de los procesos de refinación. En el caso más conservador, el excedente se conduciría hacia el sistema de venteo para su liberación y consumo.

- Sí el material recuperado no es lo suficientemente puro, pudiera concentrar gases amargos que se pueden comportar como se ha indicado en el punto anterior con la consecuencia adicional de la fuga de materiales corrosivos o nocivos en forma de nube tóxica.

III.1.3 Recomendaciones

Durante la aplicación de la técnica de análisis de riesgos y consecuencias *what if*, se evaluaron 126 preguntas ¿qué pasa sí?, sobre las cuales los expertos realizaron un total de 155 recomendaciones (agrupadas en un total de 78 recomendaciones diferentes), algunas de ellas tienden a una orientación similar que más adelante se describen. En total se identificaron 187 consecuencias durante todo el proceso de análisis.

Las operaciones de refinación se agrupan en diferentes procesos físicos y químicos empleados para obtener los derivados como productos finales o como insumos a industrias secundarias. En el complejo de refinación intervienen condiciones muy específicas de temperatura, presión y flujo o gasto en tambores, tuberías, reactores, columnas y sistemas de distribución. Durante el procesamiento del crudo y sus diferentes fracciones, se requiere del consumo de combustibles residuales en forma gaseosa para calentar los hornos e intercambiadores de calor, refrigeración, inyección de vapor de agua, generación de electricidad (más de 20 mil volts), se produce hidrógeno y se utilizan catalizadores que aceleran las reacciones químicas implicadas en la mejora del rendimiento de los derivados.

En ese sentido, las recomendaciones que han sido propuestas por el panel de expertos durante el análisis del complejo de refinación se pueden agrupar de la forma siguiente:

- **Calidad de insumos y productos.** Las recomendaciones se enfocan a que se revise de forma continua la calidad del crudo que llega a la refinería para ser procesado; es importante considerar este aspecto pues si no se controla adecuadamente esta etapa, se corre el riesgo de que se formen productos y trazas corrosivas (como el ácido clorhídrico o sulfúrico) en las tuberías y demás componentes de refinación. Los productos que son utilizados entre los diferentes procesos también deben ser considerados para asegurar un

aprovechamiento óptimo de la materia prima y con ello poder obtener el mayor provecho económico y se reduzca al máximo las mermas. Por esto, es necesario revisar los estándares de calidad con que opera la refinería ya sean propios o establecidos por la normatividad específica para la industria petrolera y química a nivel internacional.

- **Mantenimiento.** Este es un factor fundamental en las operaciones normales de los procesos implicados en la refinación, sobre todo porque muchos de los accidentes que se han registrado en diferentes instalaciones de refinación a escala internacional se han presentado por el deterioro de las tuberías, bombas, instrumentos de medición, válvulas y controles automatizados o manuales de los parámetros de operación de cada uno de estos elementos o componentes. Por ello, las recomendaciones se han enfocado a solicitar recursos económicos y técnicos para que se actualicen los planes de mantenimiento preventivo, reemplazar componentes deteriorados, inductores y sensores de medición, implementar sistemas de control automático en los sitios críticos y sobre todo, revisar los planes de contingencia y acción ante escenarios no previstos.
- **Salvuardas y procedimientos.** Las recomendaciones que se incluyen en este grupo se enfocan a la revisión de los mecanismos existentes de seguridad para identificar si estos son vigentes a las condiciones de operación de los procesos de refinación y en su caso realizar la revisión de ellos para actualizarlos y mantener un control consistente y preciso de todas las condiciones y variables de operación en cada procedimiento incluyendo las condiciones de temperatura, presión, flujos, calidad de insumos y productos. También se considera importante realizar una revisión minuciosa de la operación óptima y eficiente de los sistemas de control y del sistema de venteo de toda la refinería para asegurar un nivel de seguridad con riesgo clasificado como *acceptable con controles* y *razonablemente acceptable* por el nivel de peligrosidad que representan los diferentes materiales que se emplean en los procesos y por los que se generan a partir de los mismos.

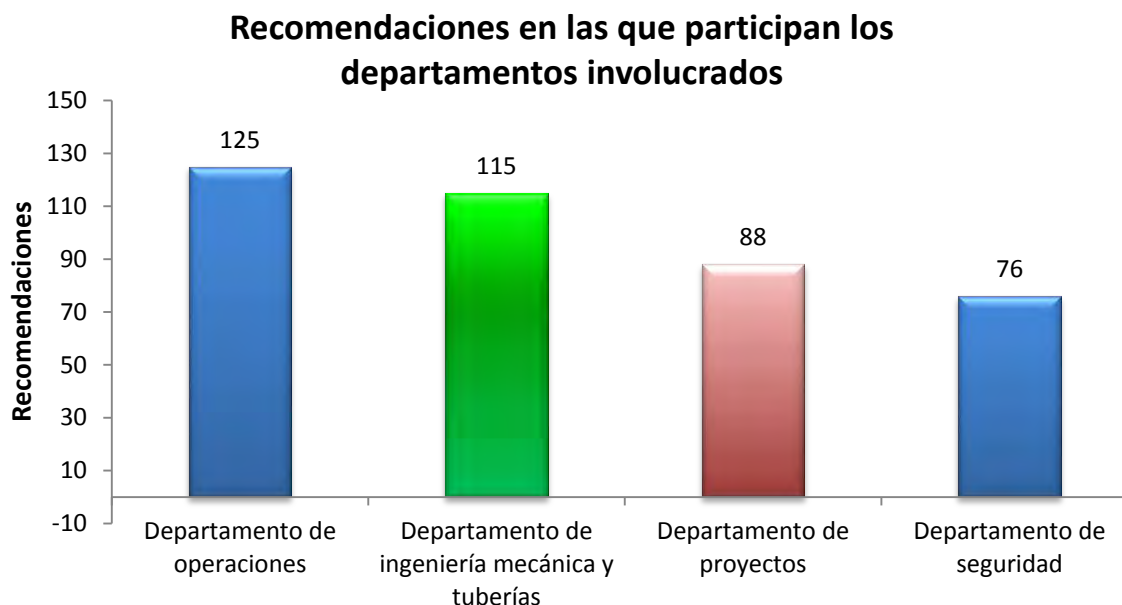
- **Flujos de upstreaming y downstreaming.** Estos conceptos se refieren a los flujos que se presentan durante todas las fases de los procesos de refinación; el primero se refiere a los flujos de subida de insumos (por ejemplo, en las columnas de destilación atmosférica y al vacío) en donde se requiere que se garantice las condiciones de presión y temperatura adecuados para que no se llegue a situaciones en las que no es aprovechado de forma óptima las ventajas de las propiedades físicas de los insumos y para que no se desperdicien éstos (como ejemplo, en la columna de refinación atmosférica es muy importante que las temperaturas de fraccionamiento sean controladas junto con la corriente de bajada pues si se presenta una temperatura mayor en los residuos de refinación, se puede llegar a una situación de craqueo térmico y en ese caso se pierde capacidad de proceso. En el segundo caso, se debe considerar el control adecuado porque el flujo puede fluctuar por las condiciones en que se encuentran las tuberías de conexión o porque el suministro del crudo se encuentre afectado por circunstancias ajenas y control fuera del alcance.
- **Políticas de seguridad y logística.** Las recomendaciones aquí agrupadas se enfocan a incluir dentro de los procedimientos de seguridad a los aspectos relacionados con la seguridad e higiene laboral, las acciones implementadas y mejoradas para que se pueda actuar ante situaciones en que se afectan las condiciones de equilibrio en la seguridad de las personas dentro y fuera de la refinería, medio ambiente, maquinaria y equipo. Se debe implementar un proceso de capacitación constante al personal operativo y técnico que labora en los diferentes procesos de refinación y sobre todo, se debe establecer un proceso revisión continua del riesgo en las diferentes etapas de los procesos y dar continuidad a las acciones que se implementen para mitigar los riesgos y consecuencias determinados con los procesos de evaluación por medio de las técnicas aquí utilizadas y complementadas con el uso de técnicas cuantitativas al contar con información más precisa e histórica sobre los accidentes que se presentan dentro de las instalaciones.

III.1.4 Participación de los departamentos (gerencias)

El papel que desempeñaron los representantes de los departamentos o gerencias convocadas para el panel de expertos en todo el proceso de análisis para la identificación de los riesgos y consecuencias ha sido de especial importancia para el logro del trabajo que aquí se ha elaborado pues su experiencia ha enriquecido el proceso mediante el cual se identificaron los diferentes escenarios que pueden conducir a situaciones indeseables dentro de la refinación de petróleo.

La aportación los departamentos por medio de sus expertos no sólo se enfocó a la identificación de los riesgos, consecuencias y a la elaboración de las recomendaciones en los diferentes procesos analizados ya que en forma simultánea se distribuyeron las responsabilidades a las distintas gerencias para que verifiquen que se cumplan las propuestas y recomendaciones para lograr la mitigación de los riesgos identificados.

En la Gráfica III-4 se presenta la distribución en la que los departamentos serán responsables de dar seguimiento a las recomendaciones que fueron sugeridas durante el proceso de análisis de riesgos y sus consecuencias. El departamento de proyectos tendrá la responsabilidad de dar seguimiento a 88 recomendaciones (57.14%), el departamento de operaciones dará seguimiento a 125 recomendaciones (80.52%), el departamento de seguridad dará seguimiento a 76 recomendaciones (49.35%) y el departamento de ingeniería mecánica y de tuberías a 115 recomendaciones (74.68%).



Gráfica III-4. Recomendaciones en las que participan los departamentos

La distribución presentada en la gráfica y párrafo anterior presenta la importancia que cada gerencia tiene dentro de los procesos de refinación respecto de los diferentes escenarios de riesgo que se han identificado. No hay que olvidar que una buena parte de las recomendaciones han sido encargadas a equipos multidisciplinarios en los que en forma combinada deberán de coordinarse los expertos de los respectivos departamentos o gerencias.

La intención de mostrar la distribución de la participación de los departamentos en el seguimiento a las recomendaciones tiene como finalidad resaltar la importancia que cada departamento tiene y hacia donde se deberán concentrar los esfuerzos del equipo de trabajo y sobre todo, para la asignación de recursos materiales, humanos y económicos necesarios para dar continuidad a las acciones para reducir los riesgos y peligros dentro de la refinería de petróleo.

En la Tabla III-3 se muestra de forma resumida la distribución de la participación que tienen los departamentos en las diferentes recomendaciones y de ello se puede concluir que aunque el departamento de operaciones en la Gráfica III-4 participa en la mayor cantidad de recomendaciones, en forma aislada en la Tabla III-3 se resalta que la importancia relacionada con las recomendaciones emitidas en orden de mayor a menor se encuentran: departamento de ingeniería mecánica y tuberías, departamento de

operaciones, departamento de proyectos y departamento de seguridad. Esto deja entrever que los problemas identificados en la refinería no tienen que ver con los procedimientos de seguridad; la mayor cantidad de problemas se encuentran en los componentes de las instalaciones y enseguida se encuentran las operaciones.

Tabla III-3. Distribución de responsabilidades conjuntas de los expertos (*what if*)

Responsabilidades	Panel de expertos			
	Departamento de proyectos	Departamento de operaciones	Departamento de seguridad	Departamento de ingeniería mecánica y tuberías
1				
5				
1				
99				
32				
33				
3				
19				
10				
42				
	88	125	76	206

Por otro lado, de acuerdo con las recomendaciones que se realizaron tras el análisis de los procesos, la importancia que tiene la necesidad de realizar cambios o actualizaciones a las medidas de control y ello repercute de manera directa en el área de la ingeniería de proyectos ya que a ésta tiene dentro de sus atribuciones el desarrollo de proyectos para la mejora, adecuación y actualización. Estas circunstancias son atendibles de acuerdo con los presupuestos y prioridades identificadas. Se observa una participación en responsabilidades del área de operaciones superior al 50% que refleja que es necesario incluir tecnología o controles nuevos y mejorar los ya existentes para evitar que las fallas se presenten en los procesos.

En cuanto a la participación de la ingeniería de seguridad, en el análisis sólo se identificaron los aspectos relacionados a las operaciones de los procesos o etapas de refinación del petróleo crudo y no se consideró el impacto que tiene en el medio ambiente, en las comunidades aledañas (sociedad), ni a los trabajadores. Aun así, el 49.35% en el

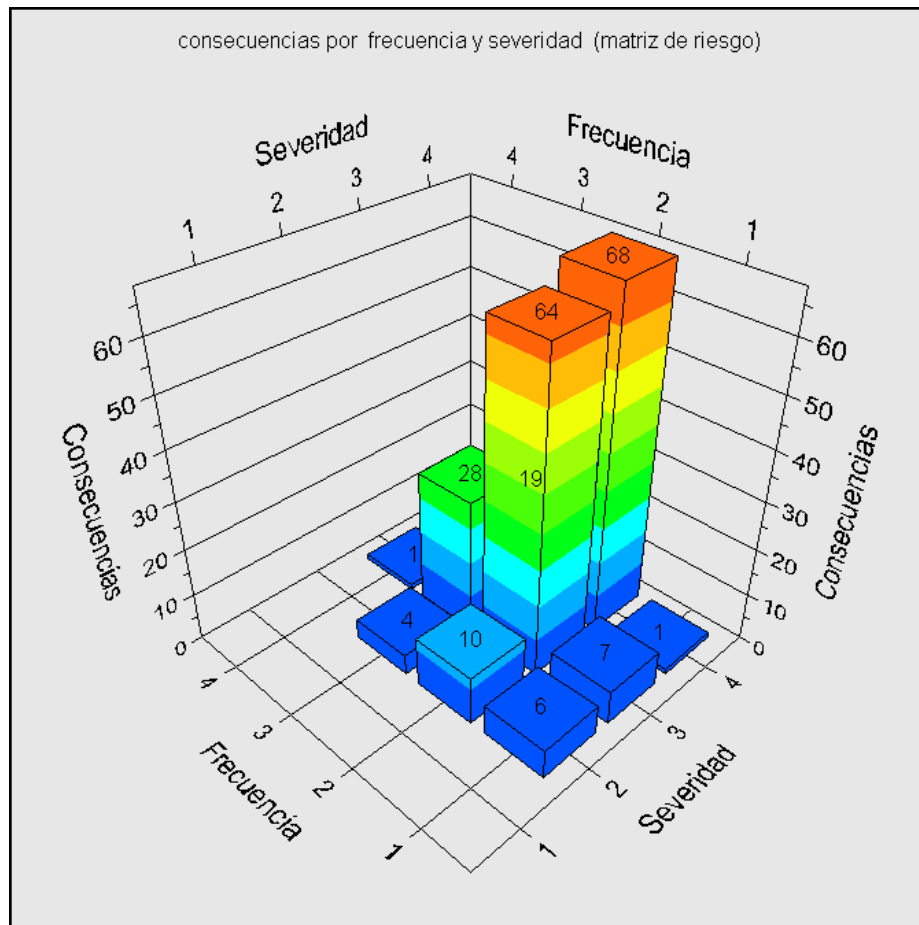
que participa el área de seguridad refleja que prácticamente la mitad de las recomendaciones consideran al tema de seguridad porque constituye un punto medular de importancia en todo el complejo de refinación.

III.2 Análisis de resultados de la técnica HAZOP

La razón de haber seleccionado a la planta de isomerización fue justificada en la Tabla II-9 se presentaron los resultados de las evaluaciones de riesgo de cada uno de los procesos ordenados de mayor valor de riesgo hacia el de menor valor con la finalidad de seleccionar el proceso para su análisis más minucioso con la aplicación de la técnica *HAZOP*. En la Gráfica III-2 y en la Tabla III-2 se ha propuesto el orden en que se deberán analizar cada uno de los procesos dentro de la refinería de petróleo. Para los propósitos de este trabajo de tesis, se ha escogido al proceso que califica con mayor riesgo y peligrosidad; el resto de los procesos se han categorizado tomando como base los valores más grandes de riesgo identificados y el riesgo promedio, por lo que el proceso de evaluación se deberá continuar con todos los procesos en el orden sugerido.

De forma similar al caso de los resultados de la técnica *what if*, la Gráfica III-5 se obtiene del programa PHA-Pro en el que se ha concentrado los resultados del análisis *HAZOP* y en ella se representa en el eje X la frecuencia, en el eje Y la severidad y en el eje Z la cantidad de consecuencias identificadas al evaluar las diferentes desviaciones determinadas en el análisis del proceso de isomerización; los valores de los riesgos identificados fueron asignados por los expertos siguiendo la misma caracterización que en el caso de análisis con la técnica *what if*.

En la misma gráfica se puede apreciar los diferentes niveles de riesgo obtenidos a partir de la metodología propuesta y con el uso de la aplicación ya descrita. En la Tabla III-4 se concentran los resultados de las consecuencias obtenidas a partir análisis de riesgo y se presentan de acuerdo al número de casos en que se presentan referenciadas (tómese en cuenta que las consecuencias se pueden presentar en más de una ocasión).



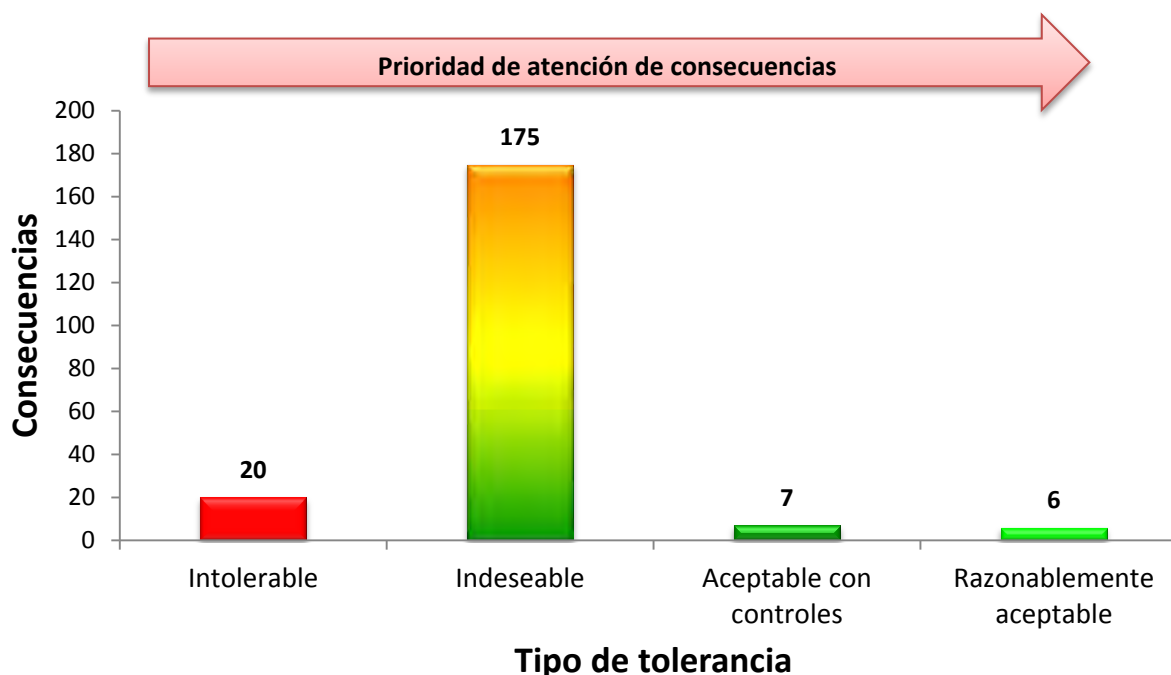
Gráfica III-5. Consecuencias por frecuencia y severidad del análisis HAZOP (matriz de riesgo)

Tabla III-4. Relación de consecuencias y su calificación de riesgo (HAZOP)

CR	Frecuencia	Severidad	Casos	Clasificación	Tolerancia
2	1	2	6	D	Razonablemente aceptable
4	1	4	10	B	Indeseable
6	3	2	4	B	Indeseable
3	1	3	7	C	Aceptable con controles
6	2	3	64	B	Indeseable
9	3	3	28	B	Indeseable
12	4	3	1	A	Intolerable
4	1	4	1	B	Indeseable
8	2	4	68	B	Indeseable
12	4	3	19	A	Intolerable

Tomando como base los casos concentrados en la tabla anterior, se agruparon de acuerdo al nivel de tolerabilidad para representar de forma gráfica la cantidad de veces en que las consecuencias obtenidas a partir de la Gráfica III-5 se deberán atender para reducir los riesgos y sus consecuencias. Las prioridades se presentan en la Gráfica III-6.

Prioridad de atención de consecuencias

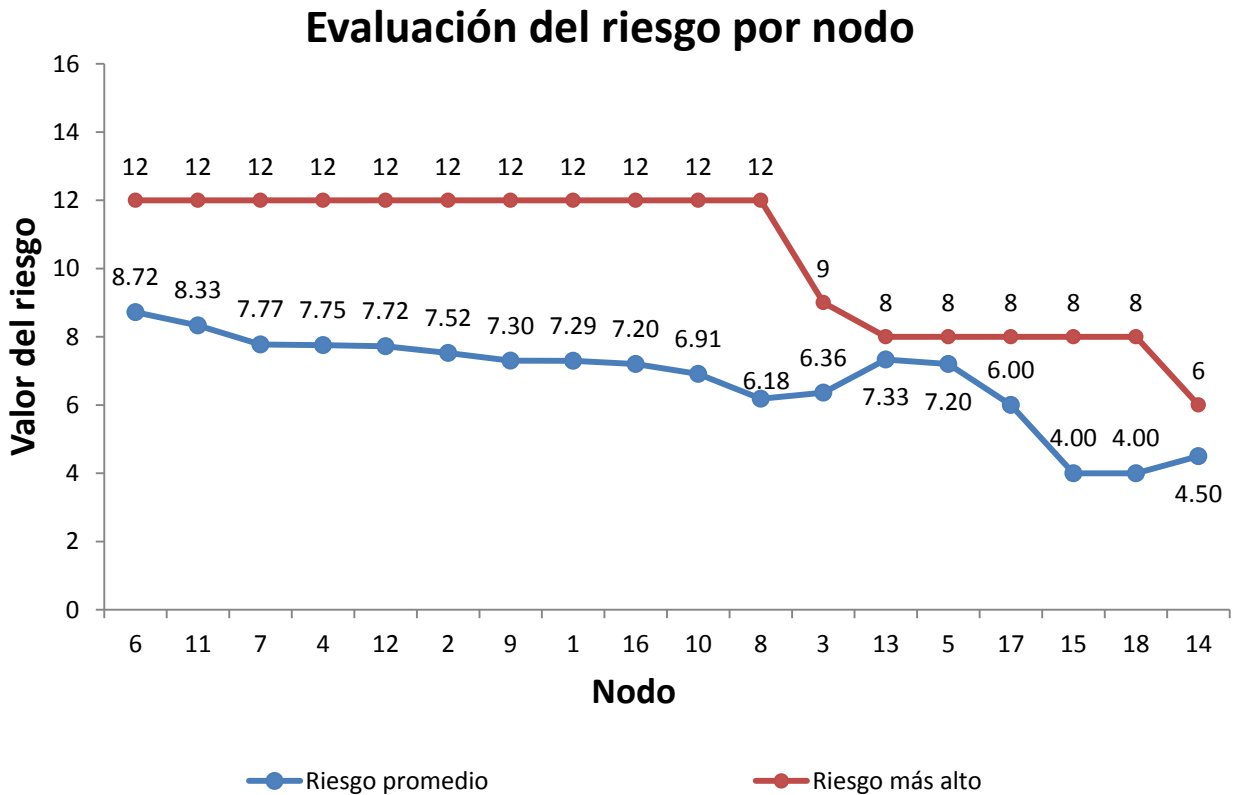


Gráfica III-6. Prioridad de atención de consecuencias (HAZOP)

A partir de la gráfica anterior se puede deducir que las consecuencias que fueron identificadas al evaluar las desviaciones dentro del proceso de isomerización presenta un alto nivel de riesgo de tolerancia indeseable, seguida por las consecuencias intolerables, las tolerancias aceptables con controles y al final las tolerancias razonablemente aceptables, ello implica que para las consecuencias intolerables se precisa implementar acciones inmediatas, que tomen en cuenta medidas temporales y deben reducirse hasta que se alcance un nivel aceptable con controles o razonablemente aceptable en un plazo no mayor a 90 días. En segundo orden se deben atender las consecuencias indeseables y para ese fin se debe tener un margen para investigar y analizar los riesgos con más detalle y las acciones se deben realizar durante los 90 días posteriores al análisis, pero si demora más de ese tiempo se deben implementar controles temporales de forma inmediata.

A partir de la identificación y agrupación de los riesgos y consecuencias ya presentadas, se determina el orden en que deben ser atendidos los nodos con el fin de implementar las acciones pertinentes para reducir los riesgos y peligros asociados. Así, en la Gráfica III-7 se presenta la concentración de los riesgos que fueron identificados en

cada nodo; se incluye el valor de riesgo más alto que se obtuvo para el nodo bajo análisis (en rojo) y el promedio de los riesgos que fueron evaluados en sus respectivas consecuencias (en color azul).



Gráfica III-7. Evaluación del riesgo por nodo

Al igual que en el caso de la evaluación de los procesos dentro de la refinería, se observa que la mayor parte de los nodos han alcanzado un nivel de tolerancia considerable como “intolerable” (evaluación de riesgo igual a 12), le sigue el riesgo indeseable (un caso con evaluación de 9), continúan los riesgos indeseables (con evaluación de 8) y finalmente, otro riesgo indeseable (con calificación de 6). En los casos en que se tiene registro de un nivel de riesgo máximo en más de un nodo, se toma como criterio para establecer la prioridad, el orden de riesgo promedio en forma descendente. De esa manera, la prioridad de atención de los nodos será el que se presenta en la Tabla III-5 y como ya se ha indicado en la caracterización del riesgo, se deberán considerar los tiempos y acciones que deberán ser implementadas para reducir los peligros identificados en la planta de isomerización.

Tabla III-5. Prioridad de atención de los nodos

Prioridad	Nodo		Riesgo máximo	Riesgo promedio
1 (más alta)	6	Salida del reactor primario	12	8.72
2	11	Tambor de flasheo	12	8.33
3	7	Entrada del reactor secundario	12	7.77
4	4	Intercambiador de calor de la mezcla de materiales	12	7.75
5	12	Intercambiador de calor de material procesado	12	7.72
6	2	Bomba de suministro C ₅ /C ₆ secado	12	7.52
7	9	Integrador de hidrógeno	12	7.30
8	1	Línea de suministro C ₅ /C ₆	12	7.29
9	16	Bomba de reintegración a la estabilizadora	12	7.20
10	10	Suministro de hidrógeno repuesto	12	6.91
11	8	Salida del reactor secundario	12	6.18
12	3	Juntura de materiales	9	6.36
13	13	Entrada de la estabilizadora	8	7.33
14	5	Horno	8	7.20
15	17	Depósito de gas recuperado	8	6.00
16	15	Válvula de salida de material isomerizado	8	4.00
17	18	Válvula de liberación gas recuperado	8	4.00
18 (más baja)	14	Salida de la estabilizadora	6	4.50

III.2.1 Recomendaciones

En el anexo E se presenta un listado en el que se concentran las recomendaciones que el panel de expertos propuso durante el proceso de análisis de riesgos y consecuencias para cada una de las desviaciones que se consideraron como críticas para la planta de isomerización y sus procedimientos. Se ha agrupado en 31 las recomendaciones que se elaboraron para la planta que se analizó con el uso de la técnica *HAZOP*.

La planta de isomerización de gasolinas es de las más importantes y delicadas dentro de las instalaciones de una refinería y en ella se producen reacciones químicas a gran escala por lo que es necesario que se cuente con un monitoreo constante y pertinente de lo que ocurre en ella. La conservación de energía, de los insumos y de los catalizadores en los que se producen las reacciones químicas se convierten en un aspecto de mayor importancia a considerar para la operación correcta y con un mínimo de peligros y riesgos en las distintas etapas de la planta.

Las recomendaciones que fueron elaboradas por el grupo de expertos se pueden agrupar de acuerdo a los siguientes criterios:

- **Procedimientos.** Se precisa realizar una revisión minuciosa de cada etapa de operación de la planta de isomerización con la finalidad de reducir los riesgos de falla de la planta y para asegurar que los productos de la planta cumplan con los estándares propios y de normas externas a la refinería en conjunto. Se debe garantizar que la conservación de calor y energía en general, siempre se encuentre controlada para que los costos de operación no se eleven y para que no se generen emisiones que puedan representar riesgos para el personal, la comunidad, medio ambiente y en las instalaciones.
- **Mantenimiento.** Debido a que en la planta se llevan a cabo reacciones químicas en grande escala y en forma continua, se deben establecer planes (si es que no existan) o mejorar los actuales para atender y dar prioridad a los componentes de la planta (principalmente en tuberías, válvulas e instrumentos de medición). No se debe dejar de lado que se debe mantener los parámetros de operación de la planta y para ello se requiere que los flujos upstreaming y downstreaming se encuentren siempre bajo control, los reactores deben encontrarse en operación constante y en equilibrio para que su operación y control sea la adecuada. Los secadores, tambor de flasheo, la estabilizadora y el horno de precalentado siempre deben estar en monitoreo para evitar la pérdida de eficacia y de control. Se sugiere reemplazar juntas, válvulas, bombas, tuberías e instrumentación que tengan mayor tiempo de operar.
- **Seguridad.** Debido a que la planta de isomerización ha sido evaluada como el proceso que representa mayor riesgo en la refinería, el papel de la seguridad cobra importancia de mayor prioridad pues en los procesos que intervienen para la obtención de los productos finales, intervienen materiales muy inestables (como el hidrógeno) y de catalizadores en los que se debe evitar su contaminación. Dentro del conjunto de recomendaciones que se han elaborado para este fin, es persistente la intención de que se actualicen los procedimientos de revisión de seguridad e higiene en la instalación; se requiere la revisión constante en concomitancia con las acciones de

mantenimiento para revisar el estado de los servomecanismos y transductores de los instrumentos de control para asegurar que no se presenten falsas alarmas. Además, se requiere que se instrumenten procedimientos para reaccionar ante eventualidades; principalmente fugas o reacciones fuera de control.

- **Instrumentación y control.** Es deseable que se replacen los sistemas que ya tienen tiempo de operación por otros de tecnología reciente para que en la medida de lo posible se automaticen los procesos y operaciones de la planta.
- **Calidad.** Se requiere garantizar que los insumos de la planta se encuentren bajo los estándares internos y externos a la planta mediante la supervisión de las variables de control y de operación dentro de la planta. Para el logro de este aspecto, se requerirá de un laboratorio especializado y enfocado a la revisión de la calidad de los materiales que son empleados en los procesos de isomerización, así como de los catalizadores y de la pureza del hidrógeno que es requerido en la planta.
- **Nuevas tecnologías.** Además de la inclusión del laboratorio indicado en la categoría anterior, será necesario mejorar los procesos de refrigeración y de conservación de energía, también se sugiere considerar la inclusión de un equipo de flasheo adicional para la recuperación de la producción y mejorar los productos terminados.
- **Recursos económicos.** Si lugar a dudas, todo lo que requiere de recursos para mejorar la operación, aumentar la productividad y mejorar con ello la seguridad en los procesos, requiere de inversiones de consideración y aunque los recursos económicos no son suficientes, se deberá dar prioridad para la atención de aquéllos aspectos que tienen mayor impacto y riesgos de peligros y consecuencias. Por esta razón, se sugiere atender los nodos de acuerdo con el orden de prioridad que se ha propuesto en la Tabla III-5.

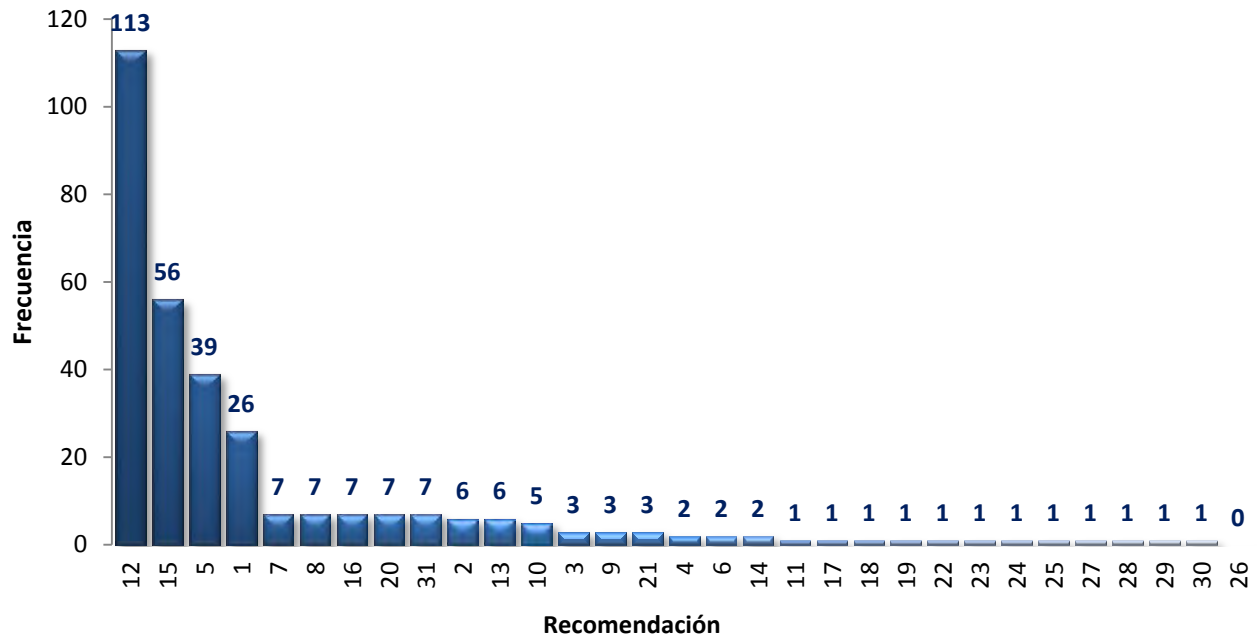
Las recomendaciones se agruparon en 31 categorías, éstas tienen una distribución que se concentra en la Tabla III-6, donde se muestra en una columna el número de la recomendación de la lista reducida (31 categorías) y en seguida, la frecuencia con que

aparece dicha recomendación en todo el proceso de análisis de las desviaciones de la aplicación de la técnica *HAZOP* y en la Gráfica III-8 se presenta en forma visual la distribución de las recomendaciones presentadas de mayor a menor frecuencia.

Tabla III-6. Frecuencias de las recomendaciones

Recomendación	Frecuencia	Recomendación	Frecuencia	Recomendación	Frecuencia
1	26	12	113	23	1
2	6	13	6	24	1
3	3	14	2	25	1
4	2	15	56	26	0
5	39	16	7	27	1
6	2	17	1	28	1
7	7	18	1	29	1
8	7	19	1	30	1
9	3	20	7	31	7
10	5	21	3		
11	1	22	1		

Distribución de recomendaciones



Gráfica III-8. Distribución de las recomendaciones

De la gráfica anterior se deduce que las recomendaciones realizadas por el panel de expertos se concentran en la recomendación 12, 15, 5 y 1; todas las demás tienen menor frecuencia y por ello, a continuación se muestra el texto de estas recomendaciones a manera de ejemplo. El texto de todas las recomendaciones se muestra en el anexo E.

Recomendación 12

“Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta.”

Recomendación 15

“Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.”

Recomendación 5

“Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritaria la adquisición e instalación de uno de estas características.”

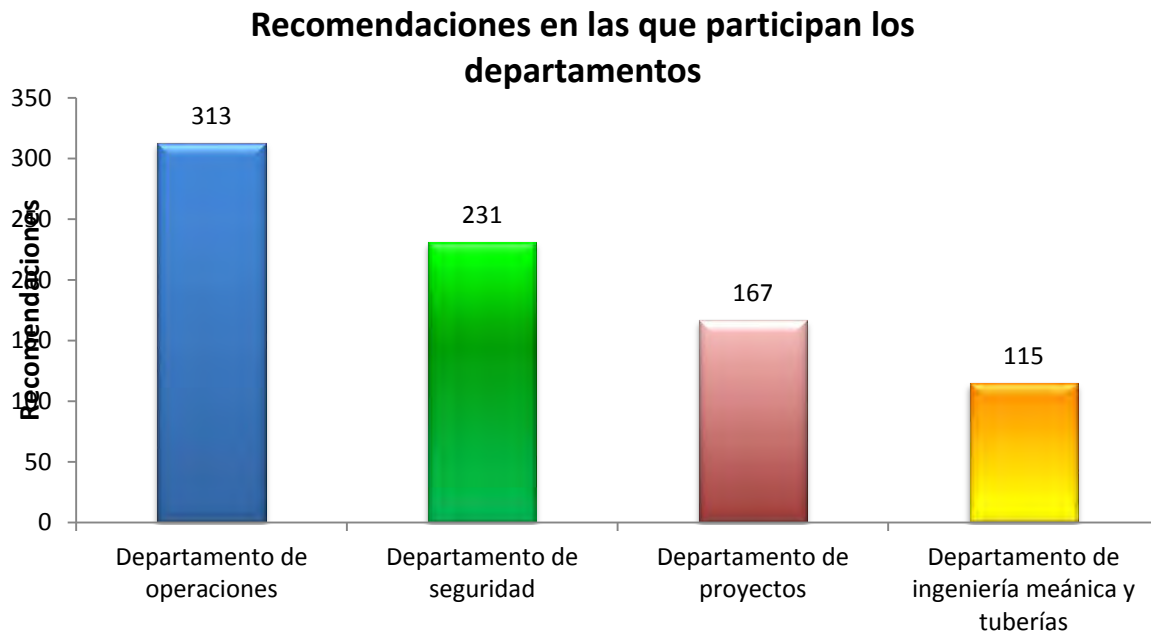
Recomendación 1

“Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.”

III.2.2 Participación de los departamentos (gerencias)

Ya se ha indicado que se identificaron 31 recomendaciones diferentes y estas se han considerado en 313 recomendaciones para todas las desviaciones evaluadas por medio de la técnica *HAZOP*. Al igual que en el análisis de los procesos de la refinación con la técnica *what if*, al evaluarse cada desviación, los expertos han identificado las consecuencias y sus riesgos asociados. Los expertos han nombrado a los departamentos

responsables de atender las acciones que serán necesarias para disminuir los riesgos identificados.



Gráfica III-9. Recomendaciones en las que los departamentos serán involucrados en el proceso de isomerización

De la gráfica anterior se deduce que las acciones que serán necesarias para atender los escenarios de riesgo identificados en la planta de isomerización, se encuentran enfocados hacia la revisión de las operaciones dentro de la planta, mismas que se encuentran fuertemente relacionadas con la seguridad de todas las actividades requeridas para polimerizar las gasolinas. A pesar de que el área enfocada a la revisión de los componentes de la planta (tuberías, válvulas e instrumentos) se encuentra en último orden, las acciones necesarias son concretas y con relación estrecha al resto de las áreas de la refinería.

Como síntesis se puede decir que los niveles de participación indican la importancia que tiene las operaciones de la planta de isomerización y el área de seguridad no se puede descuidarse y menos soslayarse pues representa el segundo criterio a considerar para que la planta opere en condiciones que cumplan con los criterios técnicos y operativos para los que fueron diseñadas las plantas y sobre las que se debe basar para asegurar que las gasolinas altas en octano cubran con los estándares de calidad establecidas en las regulaciones actuales.

Tabla III-7. Distribución de responsabilidades de los expertos (HAZOP)

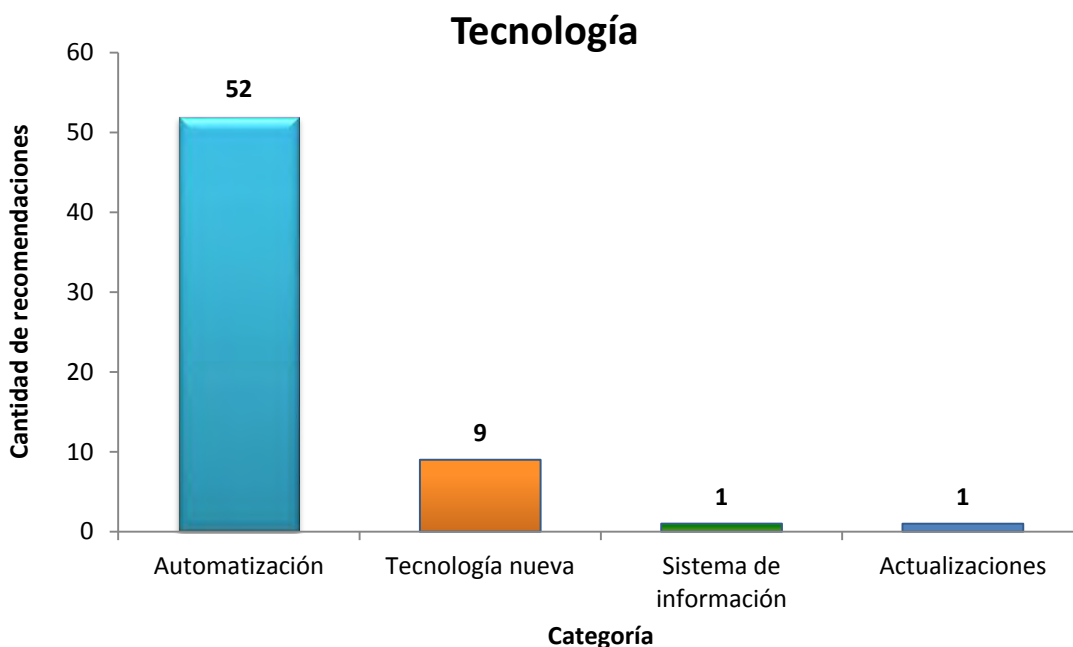
Responsabilidades	Departamentos			
	Proyectos	Operaciones	Seguridad	Ingeniería mecánica y tuberías
77				
58				
5				
6				
14				
153				
	167	313	231	164

El departamento de proyectos participa en 167 recomendaciones (53.35%), el departamento de procesos en las 313 recomendaciones (100%), el departamento de seguridad en 231 recomendaciones (73.80%) y el departamento de ingeniería mecánica y tuberías en 164 recomendaciones (52.40%).

Los niveles de participación de los expertos que representaron a los departamentos de proyectos y de ingeniería mecánica y tuberías son similares y sólo un poco arriba de la mitad de las recomendaciones; con esto se muestra la importancia que tiene la oportuna atención de los eventos que se registran en este tipo de instalaciones por que generalmente implica la necesidad de emprender proyectos de ingeniería en los que se impliquen costos y presupuestos de importancia; los mismos requieren de una estricta vigilancia en los componentes de tipo mecánico, tuberías, válvulas, bombas, así como instrumentos y sistemas de control.

III.2.2.1 Áreas de interés por categoría de recomendaciones

Tecnología. En este aspecto se ha identificado la necesidad de automatizar procesos y controles. Se presenta en 52 ocasiones la necesidad de incluir un proceso nuevo o renovado de automatización. Por otra parte, se ha sugerido en 9 ocasiones la incorporación de tecnología nueva (se destaca que sería deseable contar con una planta adicional de flasheo), actualización de los sistemas de información en planta y control (mencionada en una ocasión). La distribución de estos aspectos se presenta en la Gráfica III-10.

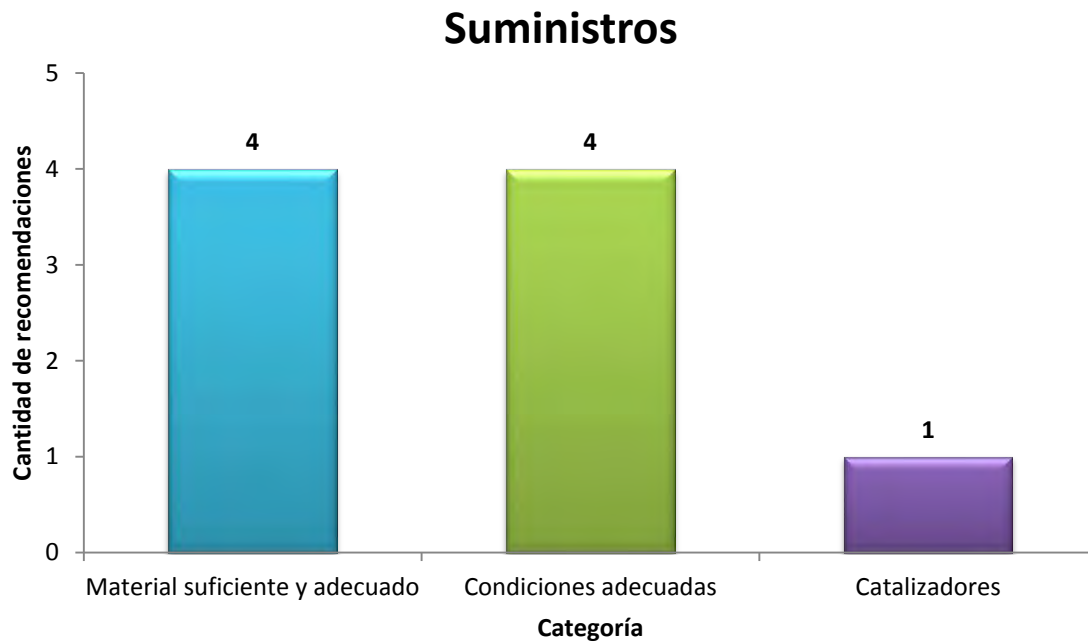


Gráfica III-10. Requerimientos tecnológicos para reducción de riesgos en una unidad de Isomerización

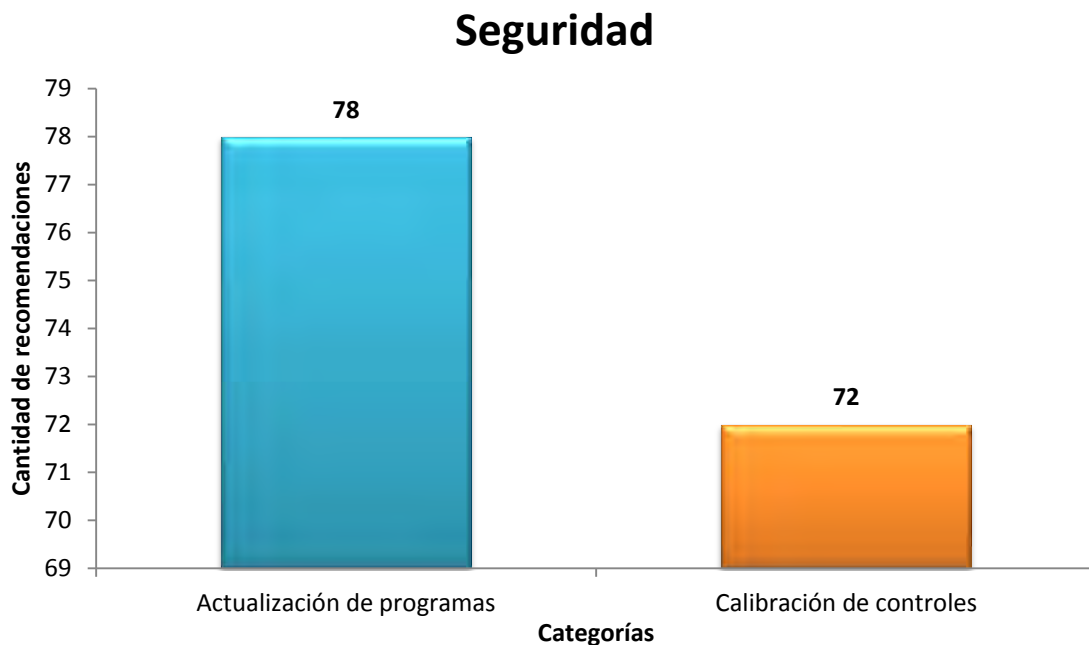
Suministros. En este aspecto, se han identificado necesidades específicas de la planta de isomerización, que tienen su enfoque al origen de los suministros. En particular, se refiere al suministro constante y correcto de los materiales como los residuos de la planta de hidrodesulfuración o bien, la cantidad y calidad del hidrógeno de proceso; al respecto, se hace mención en 4 ocasiones este aspecto, en otras 4 se menciona la necesidad de contar con condiciones adecuadas de los insumos (como son las condiciones de temperatura y presión) que se mencionan en 4 ocasiones. En forma complementaria a estos dos aspectos, se ha sugerido que se tenga la garantía de que los catalizadores del proceso, siempre se mantengan en los niveles óptimos y requeridos para la operación adecuada de la planta y que ha sido mencionado en una sola ocasión. La distribución de estos aspectos se presenta en la Gráfica III-11.

Procesos de seguridad. En este aspecto se manifiesta la importancia que tiene el área de seguridad con relación a la necesidad de que sean actualizados los procesos constantemente para que los programas y procedimientos actuales, se acoplen de manera íntegra con el *sistema integral de seguridad e higiene en la refinería*. Su actualización debe realizarse considerando las circunstancias y controles previos con registro dentro del complejo de refinación y para que se actualicen los programas de seguridad. En caso de que se incluya tecnología nueva, ésta debe ser evaluada para identificar la manera en que

se debe de incluir en los planes y estrategias actuales. En este rubro se ha sugerido en 78 ocasiones a manera de actualización de planes de seguridad y se ha complementado con la calibración frecuente de los instrumentos de control, el número de veces que se ha identificado esta circunstancia es de 72 ocasiones. La distribución de estos aspectos se presenta en la Gráfica III-12.

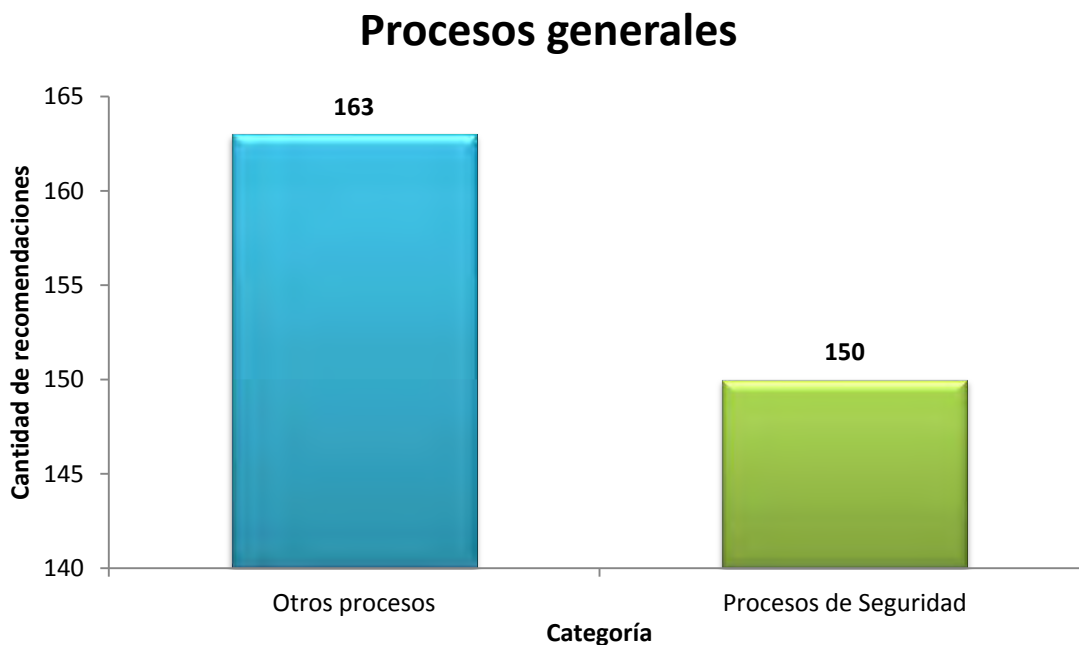


Gráfica III-11. Requerimientos para la reducción de riesgos relacionados con los suministros



Gráfica III-12. Sugerencias de actualización de planes de seguridad

Procesos generales. En este aspecto se considera la revisión periódica y constante de los controles de seguridad (de acuerdo con sus procedimientos) y como se ha mostrado en el punto previo, se han hecho en total 150 sugerencias para la mitigación de riesgos. Otro aspecto considerado es la observación de las normas y parámetros de diseño de la planta de refinación como un supra-sistema con la finalidad de garantizar que la operación de la planta y sus procesos se encuentre en sincronía con el resto de la refinería. Este concepto se ha incluido dentro de 163 sugerencias y llama mucho la atención este aspecto pues si se considera el total de ambas sugerencias, se considera la actualización, modificación, rediseño o adaptación de los procedimientos con los cuales se opera dentro de la refinería ya que al ser un supra-sistema, las modificaciones o actualizaciones que sean realizadas en cualquier parte de la refinería, tendrá un impacto directo o indirecto en el resto del complejo, por lo que cualquier modificación que se realice como consecuencia de las sugerencias hechas por este proceso de análisis e identificación de los escenarios de riesgo, necesariamente tendrá que ser evaluado de manera conjunta con el resto del complejo. La distribución de estos aspectos se presenta en la Gráfica III-13.

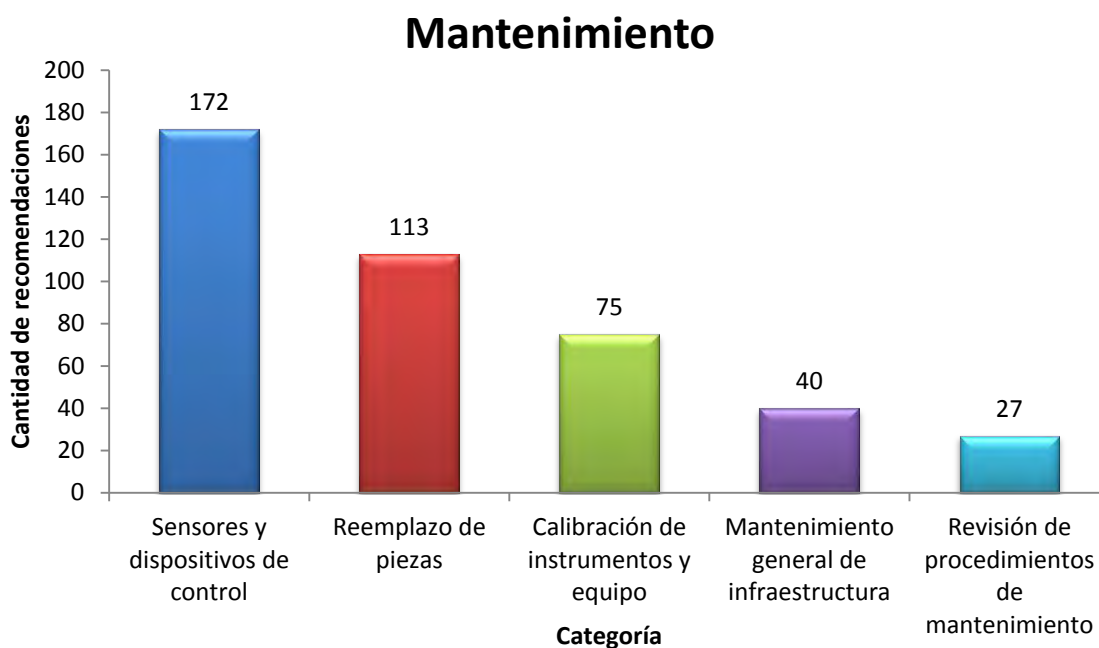


Gráfica III-13. Sugerencias realizadas para Procesos generales

Mantenimiento. Este aspecto es considerado como uno de los más importantes y fundamentales en los procesos de la planta de isomerización y en la refinería. El

mantenimiento se ha enfocado en el diseño y actualización de los planes y programas de mantenimiento preventivo y en el peor de los escenarios, el correctivo. Se ha identificado en 40 sugerencias relacionadas con el mantenimiento general de la infraestructura de la planta, para los remplazar piezas se han hecho 113 sugerencias, para calibración de instrumentos y equipos se tienen 75 sugerencias y para la revisión de procedimientos de mantenimiento se registran 27 sugerencias, en la actualización de sensores y dispositivos de control en la planta se tienen registrados 172 sugerencias; estas se representan en la Gráfica III-14.

Presupuesto. Sin lugar a dudas, el aspecto financiero en cualquier actividad de la vida actual en sus diferentes ámbitos requiere de recursos económicos para poder llevar a cabo la adquisición de bienes y servicios o de insumos para cualquier actividad. Por ello, los procesos productivos en la refinación y en el caso particular aquí analizado no escapa a esa dinámica. Durante el análisis, se ha identificado que el presupuesto debe priorizarse para atender las necesidades específicas y se han hecho sugerencias relacionadas con presupuestos en 202 ocasiones; además, se considera prioritaria la construcción de una unidad adicional de flasheo.



Gráfica III-14. Sugerencias realizadas para mantenimiento

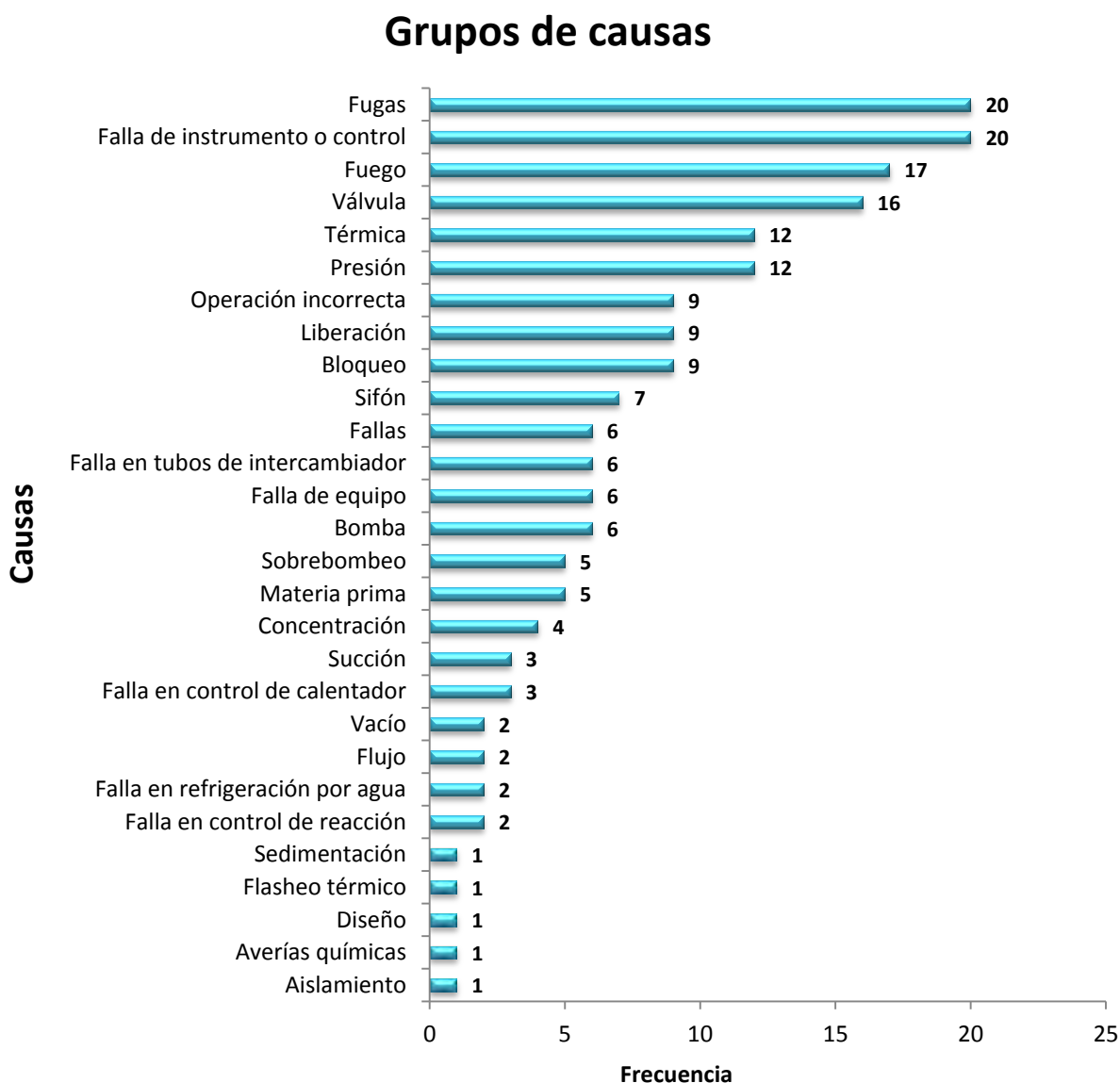
III.2.3 Categorías de las causas evaluadas

En total se han identificado 188 que se deben considerar con seriedad por ser precursoras de los riesgos y sus consecuencias, mismas que ya fueron identificadas como fuentes reales de afectación a la operación normal de la planta de isomerización y su impacto que pudiera tener en el resto de las instalaciones del complejo de una refinación. En el anexo D se presenta una tabla con las causas identificadas y las recomendaciones propuestas por el panel de expertos. Las causas se han agrupado para determinar la frecuencia con que las consecuencias derivan de las causas en las que se encuentran relacionadas; los grupos y sus frecuencias se presentan en la Tabla III-8.

Tabla III-8. Agrupación de causas según las consecuencias y su frecuencia

Grupos	Frecuencia
Aislamiento	1
Averías químicas	1
Bloqueo	9
Bomba	6
Concentración	4
Diseño	1
Falla de equipo	6
Falla de instrumento o control	20
Falla en control de calentador	3
Falla en control de reacción	2
Falla en refrigeración por agua	2
Falla en tubos de intercambiador	6
Fallas	6
Flasheo térmico	1
Flujo	2
Fuego	17
Fugas	20
Liberación	9
Materia prima	5
Operación incorrecta	9
Presión	12
Sedimentación	1
Sifón	7
Sobrebombeo	5
Succión	3
Térmica	12
Vacío	2
Válvula	16

La distribución de los grupos de causas que se han identificado a través de la aplicación de la técnica *HAZOP* se presenta en la Gráfica III-15.



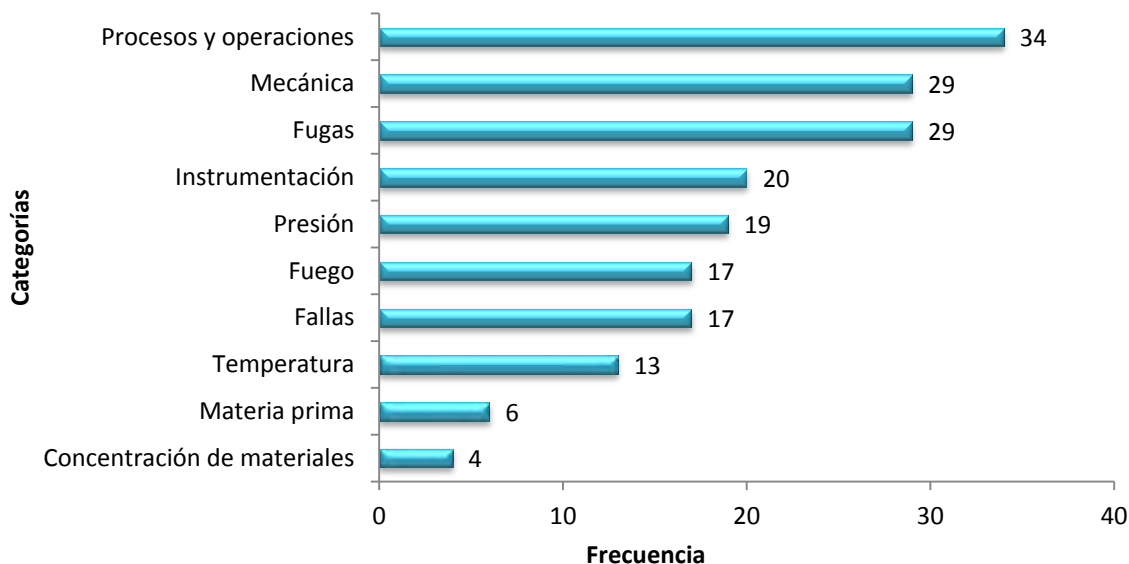
Gráfica III-15. Agrupación de las causas según sus consecuencias y frecuencia

Ahora bien, con la finalidad de concentrar aún más la agrupación de las causas mostradas en la gráfica anterior, se ha hecho una agrupación más reducida de los grupos que se han propuesto inicialmente y éstos se presentan en una concentración de categorías de causas que son más probables que se presenten durante la operación de la planta de isomerización. Al igual que en la Tabla III-8 y su representación visual en la Gráfica III-15, a continuación se muestran las equivalentes en forma reducida en la Tabla III-9 y en la Gráfica III-16.

Tabla III-9. Agrupación de las causas por categorías

Categorías	Frecuencia
Concentración de materiales	4
Fallas	17
Fuego	17
Fugas	29
Instrumentación	20
Materia prima	6
Mecánica	29
Presión	19
Procesos y operaciones	34
Temperatura	13

Categorías de las causas



Gráfica III-16. Categorías de las causas identificadas

En la gráfica anterior se observan las categorías de las causas que se identificaron a través de la evaluación de las desviaciones definidas en la aplicación de la técnica *HAZOP* en la planta de isomerización. A continuación se analizan las categorías de causas concentradas en la gráfica anterior:

- **Procesos y operaciones.** Esta categoría de causas se representa el 18.09% y en estas se incluyen el sobrebombeo, fallas químicas, bloqueos de tuberías o

válvulas, reducción de cabezales, fallas en tuberías de los intercambiadores, fallas en refrigeración por agua, operaciones incorrectas o rutas inadecuadas.

- **Fugas.** Esta categoría de causas se representa el 15.43% y se incluyen las fugas en drenes de gas, fugas generales de gases detectadas y no detectadas, fugas en los intercambiadores de calor y liberación de materiales en fase gaseosa.
- **Mecánicas.** Esta categoría de causas se representa el 15.43% y se incluyen las fallas en las operaciones en cambios dentro de las válvulas de control de ajuste, condiciones de vacío, defectos en bombas, flujos de dos vías, aumento en la capacidad de succión, inversión en el sentido de succión, ruptura de tuberías, válvulas o contenedores, suministro simultáneo de varias válvulas y fallas por falta de apertura suficiente en las válvulas.
- **Instrumentación.** Esta categoría de causas se representa el 10.64% y se incluyen las fallas en controles e instrumentación principalmente.
- **Presión.** En esta categoría de causas se representa el 10.11% y se incluye el aumento de la presión de succión, diferencial de presión incorrecta, efecto sifón o bien, la reducción de presión en alguna parte de los procesos de la planta.
- **Fallas.** Esta categoría de causas se representa el 9.04% y se incluyen las fallas de los equipos, falla en los calentadores, fallas en los reactores, problemas generales y en aumento, así como restricciones de carácter general.
- **Fuego.** Esta categoría de causas se representa el 9.04% y se incluyen las condiciones de fuego internas por la mala operación o mal funcionamiento de alguno de los procesos de la planta o bien, por la inducción de fuego externo a la operación de la planta.
- **Temperatura.** Esta categoría de causas se representa el 6.91% y se incluyen las condiciones por flasheo térmico, material hirviendo, pérdidas de calor y sobrepresión térmica.

- **Materia prima.** Esta categoría de causas representa el 3.19% y se incluyen las causas extremas de cambio de viscosidad (por contaminación o suministro incorrecto de insumos a la planta), especificaciones de materiales que no cumplen las características adecuadas para los procesos, material espumoso, sedimentación o presencia de impurezas en las corrientes de proceso.
- **Concentración.** Esta categoría de causas representan el 2.13% y se incluye el aumento de concentración de gases dentro del proceso en conjunto (de orígenes diversos).

A manera de síntesis, se puede decir que en tan sólo las tres primeras categorías (procesos y operaciones, fugas y mecánicas) se concentran el 48.94% de las causas de riesgos y consecuencias en los procesos de la planta y, si se incluye la cuarta categoría (instrumentación), se alcanza en total el 59.57% de las causas. De esta situación resulta imprescindible considerar acciones prioritarias para reducir las condiciones de riesgo que conjuntamente presentan al menos las primeras tres categorías dentro de las causas más probables de riesgos mayores con sus respectivas consecuencias.

III.2.4 Revisión de las consecuencias

Para analizar las consecuencias que se relacionan con las causas descritas en el apartado anterior es preciso revisar el anexo C donde se muestra en forma de tabla los resultados que se obtuvieron al aplicar la técnica *HAZOP*. Del total de consecuencias relacionadas a las 188 causas revisadas se identificaron 682 consecuencias posibles. Es preciso decir que la mayoría de estas causas fueron mencionadas en diferentes ocasiones y que se pueden resumir de la forma en la Tabla III-10.

Tabla III-10. Consecuencias identificadas

Consecuencias	Frecuencia
BLEVE	4
Concentración de gases	1
Daños diversos	1
Derrames	28
Despresurización	4
Efecto dominó	24
Explosiones e implosiones	50
Falla en insumos	20

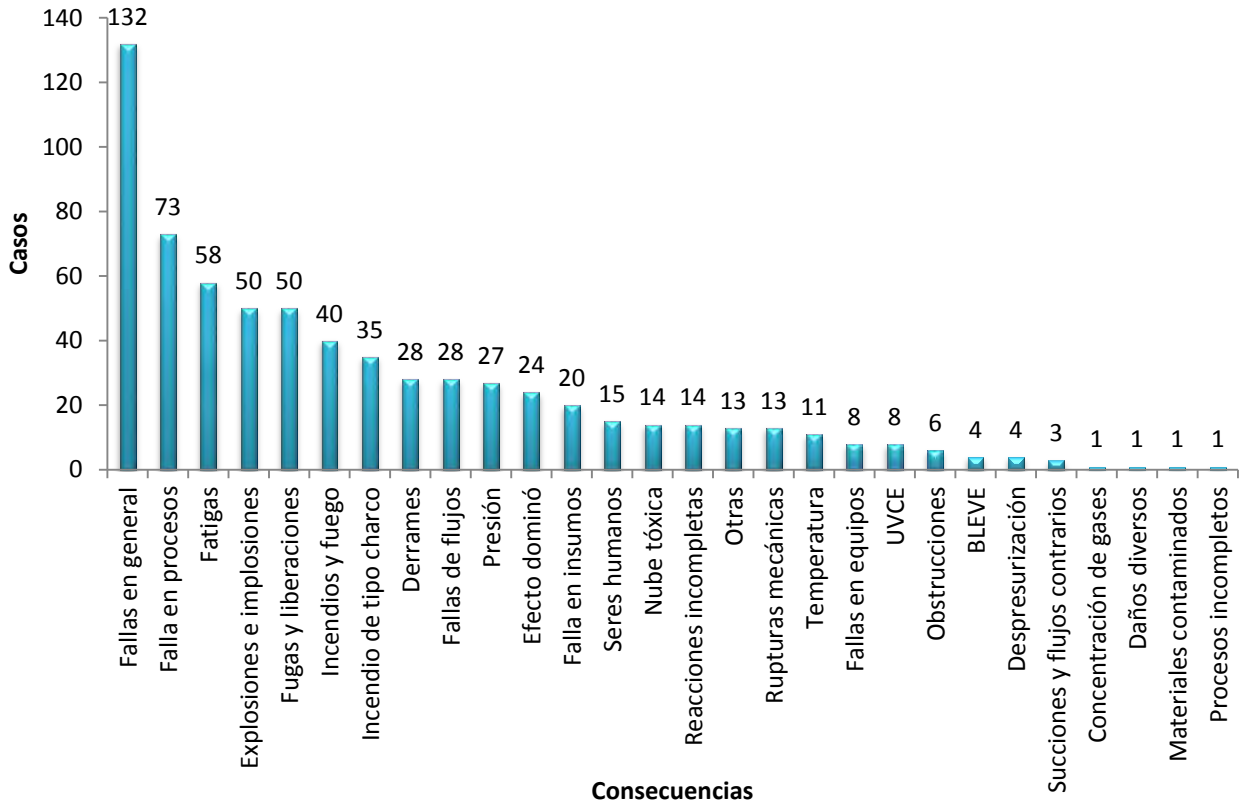
Consecuencias	Frecuencia
Falla en procesos	73
Fallas de flujos	28
Fallas en equipos	8
Fallas en general	132
Fatigas	58
Fugas y liberaciones	50
Incendio de tipo charco	35
Incendios y fuego	40
Materiales contaminados	1
Nube tóxica	14
Obstrucciones	6
Otras	13
Presión	27
Procesos incompletos	1
Reacciones incompletas	14
Rupturas mecánicas	13
Seres humanos	15
Succiones y flujos contrarios	3
Temperatura	11
UVCE	8

En forma visual se representan las consecuencias mostradas en la tabla anterior junto con su frecuencia en la Gráfica III-17. En dicha gráfica se muestra la concentración en frecuencia por rubro dentro de las consecuencias identificadas:

- **Fallas en general.** Corresponde con 132 casos (19.35%), las consecuencias identificadas concentran a las fallas generales consideradas en bombas, válvulas, controles, catalizadores, equipos de proceso, suministro de gases de reacción y fallas mecánicas en general.
- **Falla en procesos.** Corresponde con 73 casos (10.70%), los consecuencias agrupadas corresponden a todos los riesgos relacionados con la falla de operación de los procesos por no cumplir con las especificaciones de equipos y sus insumos así como en la falla por errores humanos en la operación de la maquinaria y equipo, bajo rendimiento en planta y refinería, capacidad sobrepasada de los procesos, demoras en vertidos y conducción de productos terminados a contenedores o baterías, drene de venteo, dren rápido, forzado de equipos, inestabilidad de procesos en la planta, paro total de planta o de

refinería, procesos demorados o inadecuados y demás relacionados a este tipo de consecuencias por falla en procesos o equipos.

Concentración de consecuencias



Gráfica III-17. Concentración de las consecuencias identificadas

- **Fatigas.** Corresponde con 58 casos (8.50%), las consecuencias agrupadas corresponden a esfuerzos mecánicos, fatiga en bombas, equipos, tuberías, válvulas, reactores, rupturas como resultado de los mismos, forzado de bombas y del caudal de materiales.
- **Explosiones e implosiones.** Corresponde con 50 casos (7.33%), las consecuencias agrupados incluyen fuegos generados por derrames no controlados y en atmósferas altamente reactivas tanto en la planta como en la refinería, alto vacío dentro de los reactores que crearían las condiciones propicias para que se generen implosiones por ruptura o diferencia de presión y concentración de materiales dentro de los equipos.

- **Fugas y liberaciones.** Corresponde con 50 casos (7.33%), las consecuencias incluyen fugas de carácter general, fugas de hidrógeno en fase gaseosa, fugas de vapor a presión, derrames en fase líquida, fugas explosivas, fugas presurizada, fugas corrosivas o tóxicas, así como fugas inestables.
- **Incendios y fuego.** Corresponde con 40 casos (5.87%), las consecuencias agrupadas son impulsadas por fuego originado por derrames o liberaciones, incendios tipo bola de fuego, incendios de tipo erupción que se presentan cuando se realiza una liberación de materiales a venteo por razones no identificadas en fase líquida y en concentraciones considerables.
- **Incendios tipo charco.** Corresponde con 35 casos (5.13%), las consecuencias por lo regular tienen su origen en fracturas y fugas de materiales en fase líquida una vez que se han acumulado con tiempo y sólo basta un evento que desencadene el fuego y al no ejercer afectación a otras lugares en la planta, se genera el incendio de éste tipo. Este tipo de fenómeno ha sido ampliamente estudiado, su análisis queda fuera del alcance de este trabajo, una revisión practica de este tipo de consecuencias se puede consultar en el NTP 326 (MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES, 2003).
- **Derrames.** Corresponde con 28 casos (4.11%), las consecuencias se encuentran asociados al derrame de materiales en fase líquida en fracturas de tuberías, columnas de equipos y demás componentes de la planta originada por fracturas en partes mecánicas, por desgaste, forzamiento o corrosión.
- **Fallas de flujos.** Corresponde con 28 casos (4.11%), entre las consecuencias se encuentra el aumento en el flujo de materiales por falla en controles, apertura excesiva de válvulas, origen múltiple de materiales, ausencia de flujos, cambio rápido de corriente de materiales, disposición excesiva de producto terminado, flujo continuo por inercia a pesar de que ya no haya bombeo en líneas, mayor flujo de hidrógeno, conducción directa de materiales en la estabilizadora, flujo de materiales errónea, flujos inversos, mayor flujo de

materiales por forzamiento de bombas y fallas en otros procesos que no estén bajo control.

- **Presión.** Corresponde con 27 casos (3.96%), entre las consecuencias se encuentran los cambios de presión por aumento de temperatura, principalmente en reactores, tuberías y suministro de hidrógeno a la planta en el proceso de mezclado y de complementación del proceso y por el bombeo de materiales sin un dren o liberación sincronizado con los gastos de suministro o de liberación de procesos.
- **Efecto dominó.** Corresponde con 24 casos (3.52%), que corresponde a las consecuencias generadas por fallas, accidentes, fuego, explosión, incendio, etc., desde y hacia otros procesos o plantas dentro de la refinería.
- **Falla de insumos.** Corresponde con 20 casos (2.93%), que se asocia a la falta de suministros para la operación de la planta debida por afectaciones o fallas en procesos externos que proveen a la planta para su operación. Su consecuencia en el resto de la planta es variable por lo que no se puede establecer un escenario concreto.
- **Seres humanos.** Corresponde con 15 casos (2.2%), que se deben fundamentalmente a las incidencias generadas por la afectación en la planta y al entorno donde se concentran las cuadrillas de trabajadores. También puede ser consecuencia de una falla de error humano en procesos y controles.
- **Nube tóxica.** Corresponde con 14 casos (2.04%), esto se debe a la liberación presurizada y repentina de hidrógeno en fase gaseosa al dispersarse en la atmósfera de la refinería. La afectación que ésta puede generar varía por diversos factores como condiciones atmosféricas y dirección de los vientos, principalmente. Las consecuencias específicas y los parámetros implicados con una nube tóxica, se encuentra ampliamente estudiada y documentada. Su explicación y análisis queda fuera del alcance de este trabajo. Sin embargo, las siguientes fuentes hacen un análisis concreto y entendible de este tipo de consecuencias: NTP 291 (MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS

SOCIALES, 2003) y NTP 363 (MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES).

- **Reacciones incompletas.** Corresponde con 14 casos (2.04%), que corresponde a los escenarios en que las reacciones químicas y catalíticas no se completan por falta de materiales en los reactores, principalmente del hidrógeno o porque la mezcla de la corriente se encuentra sobresaturada de reactivos. También se puede deber a un flujo rápido de materiales dentro de los reactores que pueden tener origen en una falla de controles automáticos (en caso de que los haya) o por errores debidos a omisiones humanas.
- **Otras.** Corresponde con 13 casos (1.91%), en esta categoría se encuentra la falta de capacidad para almacenaje o conducción de productos terminados, concentraciones anormales en fases gaseosas en el proceso de la planta y otras que son ajenas a los procesos mismos.
- **Rupturas mecánicas.** Corresponde con 13 casos (1.91%). Las rupturas tienen su origen en la fatiga de partes mecánicas de la refinería como válvulas, bombas, tuberías y equipos originadas por esfuerzos mayores por acciones relacionadas a otros procesos o por corrosión derivada de la presencia de materiales ajenos a los procesos en que se presentan.
- **Temperatura.** Corresponde 11 casos (1.61%). Los orígenes se pueden encontrar por un control ineficaz de temperatura en los intercambiadores de calor y en el horno del proceso, también se puede presentar una caída repentina por presencia no controlada de presión, fallas en el secador de los productos terminados, flasheo térmico por exceso de temperatura en el proceso que no se encuentra dentro de los límites de operación y por lo tanto se generan estos tipos de problemas.
- **Fallas en equipos.** Corresponde con 8 casos (1.17%). Los orígenes de las fallas se pueden deber fundamentalmente a falta de mantenimiento, error humano, falla en sensores y controles instalados en la planta, afectaciones en los intercambiadores de calor y afectaciones por efectos dominó.

- **UVCE.** Corresponde con 8 casos (1.17%). En esta categoría se encuentran las nubes explosivas de vapor no confinadas y corresponde a casos graves y severos de consecuencias mayores. Su comportamiento ha sido ampliamente estudiado y documentado. Su análisis queda fuera del alcance de este trabajo, pero se sugiere revisar NTP 321 (MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES, 2003).
- **Obstrucciones.** Corresponde con 6 casos (0.88%). En esta categoría se presentan los casos cuando las tuberías y demás partes mecánicas de la planta presentan un efecto de sedimentación por la acumulación crónica de material contaminado en la planta.
- **BLEVE.** Corresponde con 4 casos (0.59%). En este tipo de casos, al igual que en las UVCE se presentan por una *expansión explosiva del vapor de un líquido en ebullición* originada en condiciones de confinamiento en recipientes con gases en estado líquido y que por fallas mecánicas o fugas, el material contenido es liberado a la atmósfera y se mezcla con el aire generándose un cambio de fase líquida-gaseosa; bastará la presencia de la temperatura ideal para alcanzar el punto de autoignición y sobreviene una explosión e incendio posterior. Este tipo de riesgos se encuentra altamente estudiado y documentado, su análisis queda fuera del alcance de este trabajo y se recomienda la revisión de NTP 293 (MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES, 2003) y NTP 294 (MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES, 2003).
- **Despresurización.** Corresponde con 4 casos (0.59%). Las causas que originan este tipo de riesgo se encuentran relacionadas a la falla mecánica de equipos, tuberías, bombas y válvulas entre otras, por la fractura y fuga de materiales a presión y temperatura alta que puede conducir a un riesgo de esta naturaleza.
- **Succiones y flujos contrarios.** Corresponde con 3 casos (0.44%), que se presentan cuando en las bombas, la corriente de succión es mayor que la compensación de hidrógeno, la inercia de flujos por efecto tipo sifón que

origina una contracorriente en los flujos entre componentes de la planta, o bien por una operación de las bombas por arriba de los parámetros establecidos en su diseño.

- **Concentración de gases.** Corresponde a un caso (0.15%), y ocurre principalmente por la falta de ventilación de gases de proceso en la etapa de almacenamiento del producto terminado o bien, por falla o mal estado de los contenedores.
- **Daños diversos.** Corresponde a un caso (0.15%), y ocurre en condiciones en que los procesos se encuentran fuera de control y no se puede determinar el origen de la falla, derrame o fugas con sus consecuencias relacionadas.
- **Materiales contaminados.** Corresponde a un caso (0.15%), y ocurre cuando al proceso se ingresa materiales diferentes a los que se diseñó la planta o cuando los catalizadores se mezclan con los productos procesados o por una concentración superior de hidrógeno utilizado.
- **Procesos incompletos.** Corresponde a un caso (0.15%), y ocurre cuando en la mezcla para reacción no se alcanza la concentración adecuada de hidrógeno o de catalizadores en temperaturas diferentes a las requeridas por los equipos del proceso.

III.3 Informe del estudio

Una vez concluida la caracterización y jerarquización de riesgos, el facilitador debe redactar el informe sobre el análisis de los riesgos y las consecuencias que se identificaron con el apoyo del grupo de expertos que fue convocado para los fines que se establecieron al inicio del estudio. El informe se debe de entregar a la gerencia general de la refinería (o de cualquier industria a la que se le aplique el análisis de riesgos) o a quien haya solicitado el estudio, el formato es libre pero su contenido en cualquier caso debe considerar los aspectos relevantes que se describen más adelante.

Se emplean hojas con membrete que incluya el logotipo de la persona física o moral que realiza el estudio de riesgos, incluyendo el logotipo de la empresa para la que se elabora el estudio. Dentro del encabezado de las hojas del informe, se deben incluir los

códigos de identificación del estudio y del cliente para el que se realizó el mismo y además, la fecha de elaboración y la numeración de las hojas del informe ya que por lo regular dichos informes tienden a ser muy extensos. También se debe considerar la numeración de revisiones del documento a fin de que no se traslapen las versiones que se pudiesen generar para el informe definitivo. La estructura del informe final del estudio de riesgo y consecuencias que se presenta más adelante, es una sugerencia para un estudio *HAZOP* que es igualmente aplicable a cualquier técnica empleada y caso de que no se trate de la técnica *HAZOP*, se deberán hacer los ajustes necesarios para incluir la información que corresponda a la técnica de análisis de riesgos que se emplee.

El contenido temático mínimo debe constar de lo siguiente:

- a) Una caratula en donde se especifique que se trata de un informe sobre el estudio de riesgos y consecuencias, fecha y lugar de elaboración, facilitador y empresa para la que se hizo por encargo el estudio de riesgo. De forma complementaria a los datos indicados, se deberá incluir las firmas de quien elabora el documento y la firma de la persona responsable de la emisión para indicar que el documento fue aprobado; no se debe olvidar incluir el número de revisión del mismo.
- b) El desglose del informe basado en una estructura similar a la siguiente:
 1. Resumen ejecutivo
 2. Introducción y alcance del informe
 - 2.1. Antecedentes
 - 2.2. Detalles del proyecto
 - 2.3. Objetivos del estudio
 - 2.4. Alcance del estudio
 3. Bases del *HAZOP* y documentación de referencia
 - 3.1. Bases
 - 3.2. Documentación
 4. Metodología *HAZOP*
 - 4.1. Caracterización del riesgo
 - 4.2. Nodos de estudio
 - 4.3. Palabras guías y parámetros

- 4.4. Formatos de trabajo (en caso de emplear herramientas de cómputo como la que se utilizó en este trabajo, describir las prestaciones de la herramienta y explicar en forma breve cómo se emplea la herramienta en el caso de aplicación)
- 4.5. Recomendaciones
- 4.6. Premisas del *HAZOP* (mitos y realidades, qué se hace y qué no se hace con la técnica)
- 5. Sesiones *HAZOP*
 - 5.1. Período del estudio (se debe incluir los programas de avance por sesión y participación de los expertos convocados para dar seguimiento en el avance de los acuerdos tomados)
 - 5.2. Equipo del estudio (se debe indicar la razón de haber convocado y seleccionado al panel de expertos, su participación en las sesiones de trabajo, las funciones que desempeñaron y las recomendaciones en donde se involucra para implementar las acciones convenidas y para que den seguimiento a las mismas)
- 6. Conclusiones y seguimiento
 - 6.1. Resumen de los resultados del *HAZOP*
 - 6.2. Acciones de seguimiento
 - 6.3. Referencias
- 7. Anexos
 - 7.1. Listas de asistencia
 - 7.2. Lista de nodos
 - 7.3. Listas de P&ID
 - 7.4. Hojas de trabajo *HAZOP*
 - 7.5. Hojas de acciones (incluyendo recomendaciones)
 - 7.6. P&ID maestros

Para el caso que se aborda en este trabajo, todos los elementos que mencionan en la estructura anterior ya se han recopilado a través de la aplicación de las técnicas. Es deseable que al realizar el estudio de toda la refinería se seccionen las partes que contienen el detalle de las hojas de trabajo (anexos y recomendaciones) pues se tendrá bastante material y podría dificultarse su legibilidad y seguimiento.

Más aún se recomienda que una vez que se realice el estudio minucioso de cada proceso, se retome en documentos separados y se utilice como referencia en el apartado 2.1 (antecedentes), la información que se obtuvo al aplicar la técnica *what if* del proceso

correspondiente con la finalidad de dar continuidad y ampliar el detalle del estudio de la planta en turno.

También es de vital importancia incluir la caracterización del riesgo en el punto 4.1 porque la jerarquización de las recomendaciones de sus causas y consecuencias, dependerán de los valores que se obtengan a partir de la caracterización como ya se ha mostrado. Por otra parte, se aconseja que la lista de recomendaciones se realice en el orden en que se presentan los nodos y sus desviaciones; su contenido deberá mostrar la información esencial del origen de las recomendaciones, los responsables de dar seguimiento y la redacción de la recomendación debe ser lo más concisa posible y deberá incluir la referencia a las partes involucradas dentro de su respectivo P&ID. En el caso del detalle de las hojas de trabajo *HAZOP* (7.4) se deberá incluir en forma integra el contenido del anexo C y para las hojas de acciones y recomendaciones (7.5), el contenido del anexo D. Si el informe corresponde a todo el estudio de la refinería (con la técnica *what if*), la información que deberá incluirse serán los contenidos de los anexos B y D respectivamente. A manera de ejemplo en la Tabla III-11 se presentan algunas recomendaciones que fueron elaboradas en el proceso de análisis de riesgos con la técnica *HAZOP*. En la columna 1 se presentan las recomendaciones; en la columna 2, la ubicación de la recomendación en donde se presenta la referencia de las causas en donde se emite la recomendación y la numeración está conformada por (número de nodo).(causa).(consecuencia); y finalmente, en la columna 3 se muestra la lista de los expertos que estarán a cargo de dar seguimiento a las recomendaciones que se sugieren para mitigar los peligros analizados.

Tabla III-11. Ejemplo del listado de recomendaciones y referencias

Recomendaciones	Ubicación de la recomendación	Responsabilidad
1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Causas: 1.1.1, 1.1.3, 1.1.4, 1.1.5, 1.3.1, 1.4.1, 1.4.3, 2.1.1, 2.4.1, 2.4.2, 2.5.2, 2.6.1, 4.1.4, 4.3.1, 4.3.2, 4.6.1, 4.7.1, 5.1.1, 5.3.1, 6.3.2, 6.7.1, 12.1.3, 12.2.1, 12.2.2, 12.5.1, 12.6.1	Departamento de operaciones
2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería.	Causas: 1.1.2, 1.1.3, 1.1.5, 1.2.1, 1.4.2, 1.4.3	Departamento de operaciones
3. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la refinería en general.	Causas: 1.2.1, 15.1.1, 18.1.1	Departamento de operaciones
4. Revisar que el material que se suministra a la planta provenga de una sola planta (unidad de hidrodesulfuración, fuente externa de nC ₄ o unidad de alquilación).	Causas: 1.2.2, 8.5.1	Departamento de proyectos, Departamento de operaciones Departamento de ingeniería mecánica y tuberías Departamento de Seguridad
5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características.	Causas: 1.2.2, 1.3.2, 4.5.1, 6.1.1, 6.1.2, 6.1.3, 6.1.4, 6.3.3, 6.4.3, 6.6.1, 6.6.3, 6.8.2, 7.1.2, 7.1.3, 7.2.1, 7.3.1, 7.3.3, 7.4.1, 7.4.3, 7.5.1, 7.5.3, 7.7.2, 7.7.3, 7.8.1, 7.8.2, 8.1.2, 8.3.3, 8.4.2, 8.5.2, 9.3.1, 9.5.3, 10.5.1, 10.6.1, 10.6.2, 11.4.1, 12.4.1, 13.1.1, 13.1.2, 16.3.1	Departamento de operaciones

Conclusiones y recomendaciones

Los estudios de análisis de riesgo y sus consecuencias son favorecidos por diferentes herramientas, técnicas y tecnologías desarrolladas para ese fin y con el propósito de identificar y atender de forma oportuna las diferentes circunstancias que pueden desencadenar daños mayores con impacto no deseado en las industrias. De esta forma, la aplicación de la propuesta metodológica que se presenta en éste trabajo se enfoca a la industria de refinación de petróleo por considerarse una de las industrias más grandes y con un impacto importante para las personas, los equipos, su maquinaria y al medio ambiente.

El riesgo que se presenta en la industria se acentúa por fallas en las instalaciones y procesos debido al tipo de materiales y agentes químicos (generalmente corrosivos) que intervienen en los procesos de refinación; ya sea por la falta de mantenimiento, por errores humanos o por el uso de tecnología que en muchas ocasiones no es sometida a pruebas rigurosas para que se pueda tener plena confianza en ella. Como respuesta a las fallas que se han presentado en la industria, los esfuerzos se han orientado a realizar mantenimiento correctivo en lugar de contar con un plan integral de mantenimiento preventivo y de seguridad e higiene en el trabajo.

En este trabajo se ha empleado la técnica *what if* para realizar una valoración pronta y sustancial de los escenarios de riesgos y consecuencias de cada uno de los 12 procesos de refinación retomados de la propuesta de la SENER y a partir de los resultados de esa evaluación se ha realizado una jerarquización de los procesos tomando como primer criterio el valor más alto de riesgo en el proceso evaluado y en segundo lugar el promedio de los riesgos involucrados en los escenarios identificados en dicho proceso. La finalidad de esa jerarquización fue la de proponer un orden para atender de manera más detallada los procesos de acuerdo con los recursos técnicos, económicos y humanos necesarios disponibles para ese fin. De todos los procesos, se escogió al proceso de isomerización de hidrocarburos para su análisis de manera minuciosa con el empleo de la técnica *HAZOP*.

Para la aplicación de las metodologías referidas se requirió de la participación de un panel de expertos que enriquecieron el proceso mediante una tormenta de ideas derivadas de sus experiencias y que establecieron la caracterización del riesgo basada en una matriz

de riesgos donde se concentran las escalas de severidad y de frecuencia cuyo producto define el nivel de riesgo que fue catalogado en cuatro niveles: A (riesgos intolerables), B (riesgos indeseables), C (riesgos aceptables con controles) y D (riesgos razonablemente deseable). Los resultados que se obtuvieron en la dinámica fueron concentrados y evaluados con el empleo del software PHA-Pro 6.

En la aplicación de la técnica *what if*, el panel de expertos elaboró una serie de preguntas sobre los puntos de interés en cada etapa de la refinación y en las sesiones de trabajo se analizaron a detalle cada una de ellas para determinar las consecuencias y por ende, los escenarios de riesgo asociados para los que se redactó una serie de recomendaciones basadas en la calificación de riesgo y determinar el nivel del mismo para su revisión posterior. Los escenarios identificados, en general centran su origen en fallas por falta de mantenimiento preventivo en tuberías, bombas, válvulas y equipos de los procesos, además de omisiones o errores humanos; se requiere de una revisión minuciosa y una actualización de los sistemas de control, remplazo de equipos e incorporación de otros nuevos. También se requiere de una actualización tecnológica, una revisión integral de procesos, mejora de condiciones de seguridad y la actualización sistemática de los planes de seguridad para actuar ante las condiciones de riesgo y sus consecuencias antes, durante y después de que se presenten. Para que las acciones que se emprendan tengan éxito, se requiere de la participación comprometida y coordinada de las diferentes áreas estratégicas dentro de una refinería.

Con el uso de la técnica *HAZOP* se hizo el análisis del proceso que mayor riesgo presenta de acuerdo con el criterio que se indicó (isomerización); su aplicación requirió de los diagramas P&ID detallados del proceso y a partir de éstos, los expertos identificaron 18 nodos de interés, palabras guía y parámetros que en combinación conforman las desviaciones que se pueden presentar en el funcionamiento de la planta del proceso seleccionado.

Las causas de los riesgos identificados con la aplicación de la técnica *HAZOP* se han agrupado de acuerdo a su frecuencia en aparición dentro de los escenarios revisados de la siguiente forma: procesos y operaciones, mecánicas, instrumentación, presión, fallas, fuego, temperatura, materias primas y concentración de materiales y gases. Mientras que las consecuencias con mayor impacto se destacan: fallas generales y de procesos,

fatigas, explosiones o implosiones, fugas y liberaciones de materiales de proceso, incendios y fuego (tipo charco), derrames, fallas en flujos, presión, efecto dominó, fallas de insumos, errores humanos, nubes tóxicas, reacciones químicas no completadas, rupturas mecánicas, temperatura, fallas en equipos, UVCEs, obstrucciones y BLEVEs. Las recomendaciones que se han realizado tras el análisis se encuentran concentradas en los siguientes grupos: tecnología, suministros, procesos de seguridad, procesos generales, mantenimiento y presupuestos.

La propuesta que se ha elaborado en este trabajo abarca un modelo de refinería de lo más completo que existe ya que abarca el análisis de los procesos más simples de destilación primaria y secundaria (la mayoría de las refinerías sólo tienen capacidad para estos procesos) hasta las que incluyen procesos que sacan mayor provecho al crudo (como plantas de isomerización, craqueo catalítico y de reformación). Por esta circunstancia, el modelo puede ser aplicado a cualquier configuración de refinería que incluya los procesos aquí analizados. Sin embargo, el avance científico y tecnológico, permitirá incluir procedimientos nuevos que deberán ser analizados para determinar si evaluar con las técnicas cualitativas como primera aproximación al estudio de los escenarios de riesgo que lleguen a representar.

Los estudios de riesgo representan tan solo el primer paso para poder reducir los efectos no deseados que se pueden suscitar y el siguiente paso corresponde a su complemento: el análisis de consecuencias. Aunque se han identificado las consecuencias que se pueden presentar en los procesos de refinación, no se ha hecho una valoración de la magnitud de las mismas y sobre todo, de una cuantificación de los costos que representan los riesgos relacionados con muertes de empleados e indemnizaciones por daños irreversibles, comunidades circundantes, instalaciones y al medio ambiente. Así, la identificación y cuantificación de las consecuencias permitirá hacer uso de las técnicas de simulación para poder determinar las afectaciones y alcances de las nubes tóxicas por fugas, de los incendios, explosiones y demás condiciones que pueden tener impacto de consideración a las refinerías. Para lograr este propósito, se requiere contar con información histórica de las fallas que se registran en la refinería, de la bitácora de mantenimiento y de una tipificación de la industria de refinación en la zona en que se

encuentre ubicada la refinera a la cual se le apliquen las técnicas de identificación de riesgos y de sus consecuencias.

En este último caso, la parte numérica que representa a las características del riesgo y consecuencias permitirá contar con una evaluación del riesgo basada en hechos de forma objetiva a diferencia de la calificación de riesgo que es asignada por la experiencia y juicio de los expertos que participan en los estudios de riesgo. También es posible hacer una evaluación conjunta entre la parte subjetiva y objetiva de forma más minuciosa si se incluye una escala de frecuencias y severidades en su caracterización dentro de la matriz de riesgos para contar con un nivel de certidumbre más específico al momento de evaluar las consecuencias que sean identificadas.

Recomendaciones:

- Dar continuidad al análisis de todos los procesos de acuerdo a los criterios de jerarquización de prioridades propuesto tras la aplicación de la técnica *what if*.
- Con base en los resultados, se debe elaborar o actualizar los programas integrales para atender los riesgos y consecuencias identificados. También es aconsejable considerar al factor humano, medio ambiente, instalaciones y procesos dentro de un plan de seguridad e higiene en el entorno laboral.
- En la evaluación de los procesos no se debe de escatimar recursos técnicos y operativos, pues la eficiencia de los análisis y la implementación de las medidas de mitigación de los riesgos se encuentran respaldados por el grupo de expertos en sus respectivas áreas y por ello, también se deben involucrar para implementar la mejora de los procesos.
- El proceso de evaluación deberá verse como un proceso de mejora continua en el que las medidas implementadas se deben evaluar para identificar qué tan eficientes y acertadas han sido las medidas implementadas.
- Se deben considerar todas las ideas propuestas en el proceso de análisis por absurdas que puedan parecer, pues históricamente se ha observado que los

accidentes tienen origen en situaciones que no fueron consideradas porque se catalogaron como improbables o irrelevantes.

Bibliografía

- MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. (2003). *NTP 294: Explosiones BLEVE (II): medidas preventivas*. Recuperado el 20 de Septiembre de 2011, de http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/201a300/ntp_294.pdf
- A. Mayers, R. (2005). *Handbook of Petroleum Refining Process, Third Edition*. New York, USA: McGraw-Hill Handbooks.
- Abdel-Aal, H. K., & Aggour, M. (2003). Petroleum and gas field processing. En H. K. Abdel-Aal, & M. Aggour, *Petroleum and gas field processing*. Saudi Arabia, KingFahd University of Petroleum & Minerals, Dhahram, Saudi Arabia: Marcel Deeker Inc, New York - Basel.
- Ayuub, B. (2003). *Risk analysys in engineering and economics*. E.U.A.: GlobalBook Technical & Scientific Books.
- Casal, J., Montiel, H., Planas, E., & Vílchez, J. A. (1999). *Análisis del riesgo en instalaciones industriales*. Barcelona: Edicions UPC.
- Casal, J., Montiel, H., Planas, E., & Vílchez, J. A. (1999). *Análisis el riesgo en instalaciones industriales*. Barcelona, España: Ediciones UPC.
- Castañeda Macías, E. (octubre de 2011). Evaluación de riesgos de proceso en instalaciones industriales. Colombia, Bogotá, Colombia.
- Cerutti, A. Á. (2008). *La Refinación del Petróleo, Tomo I*. Buenos Aires, Argentina: Instituto Argentino del Petróleo y Gas.
- Chrysler LLC, Ford Motor Company, General Motors Company. (2008). *Potential Failure Mode and Effects Analysis (FMEA). Reference Manual, Fourth Edition*. Recuperado el 29 de 08 de 2011, de <http://www.aiag.org>
- Colmenero, J. (21 de septiembre de 2011). *Ingeniería y Ciencia*. Obtenido de Incendios industriales. Tipología y características: <http://suite101.net/article/incendios-industriales-tipologia-y-caracteristicas-a67405>
- Espinosa Rodríguez, T. (2008). *Diseño de la sección de purificación de una planta de producción de MTBE (Tesis)*. Cartagena, Colombia: UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CARTAGENA.

- González Cubero, F., Moneo Peco, L., Vilchez, J., & Pérez-Alavedra, X. (12 de 1 de 2012). *Universidad de Zaragoza*. Obtenido de Prevención, Seguridad y Economía:
<http://www.unizar.es/aeipro/finder/PREVENCIÓN%20Y%20SEGURIDAD/EE09.htm>
- GUIAR. (s.f.). *MÉTODOS GENERALIZADOS DE ANÁLISIS DE RIESGOS*. Obtenido de
http://www.unizar.es/guiar/1/Accident/An_riesgo/Met_gen.htm#FMEA
- ICCT. (2011). *Refinación del petróleo y producción de gasolina y diésel con contenido ultra bajo de azufre*. Bethesda, Maryland: The International Council on Clean Transportation.
- LESS, F. (1995). *Loss prevention in the process industries, volumens 1, 2 and 3*. Butterworth-Heinemann.
- Lluch Urpí, J. (2008). *Tecnología y Margen de Refino del Petróleo*. España: Ediciones Diez Santos.
- McDonald, D. (2009). *Practical Hazops, Trips and Alarms*. Oxford, England: Elsevier-Newnes.
- MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. (2003). *NTP 291: Modelos de vulnerabilidad de las personas por accidentes mayores: Método PROBIT*. España.
- MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. (2003). *NTP 293: Explosiones BLEVE(I): Evaluación de la radiación térmica*. España.
- MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. (2003). *NTP 321: Explosiones de nubes de vapor no confinadas. Evaluación de la sobrepresión*. España.
- MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. (2003). *NTP 326: Radiación térmica en incendios de líquidos y gases*. España.
- MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. (2003). *NTP 362: Fugas en recipientes y conducciones: Emisión en fase líquida*. España:
http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/301a400/ntp_362.pdf.
- MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES. (s.f.). *NTP 363: Prevención de fugas en instalaciones (I): seguridad en proyecto*. Recuperado el 10 de Septiembre de 2011, de
http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/301a400/ntp_363.pdf
- Nolan, P. D. (1994). *Application of HAZOP and What-If safety reviews to the petroleum, petrochemical and chemical industries*. New Jersey, U.S.A.: Noyes Publications.

Organización Internacional del Trabajo (OIT). (1998). *Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo* (Vols. Tomo 3, capítulo 78). Madrid, España: Ministerio de Trabajo y Asuntos Sociales, Subdirección General de Publicaciones.

PEMEX. (2007). *Estudio de riesgo, NRF-018-PEMEX-2007*. MEXICO: PEMEX.

PEMEX. (2010). *Diccionario de términos de Refinación*. México: PEMEX.

PEMEX. (2010). *Glosario de términos usados en la Industria Petrolera*. México: PEMEX.

PEMEX. (4 de 10 de 2011). *PEMEX en cifras*. Obtenido de <http://www.ri.pemex.com/index.cfm?action=statusfilecat&categoryfileid=8661>

PEMEX REFINACIÓN. (2011). *Mapa interactivo, instalaciones petroleras*. Recuperado el 16 de Junio de 2011, de <http://www.pemex.com/index.cfm?action=mapa>

Petróleos Mexicanos. (4 de abril de 2011). *Historia de Petroleos Mexicanos*. Obtenido de <http://www.pemex.com/index.cfm?action=content§ionID=1&catID=10004>

Rivera Balboa, R. (2002). *Metodologías para la evaluación del riesgo en el transporte terrestre de materiales y residuos peligrosos*. México, D.F.: CENAPRED.

Rosas Jaramillo, J. A., & Rodríguez Martínez, N. (14 de 12 de 2011). *PEMEX Refinación*. Obtenido de Algunas razones de la eliminación del empleo de la gasolina con plomo: <http://www.ref.pemex.com/octanaje/17alguna.htm>

SENER. (2002). *Prospectiva de petrolíferos 2002-2011*. Recuperado el 12 de Julio de 2011, de Prospectiva de petrolíferos 2002-2011.

SENER. (2008). *Prospectiva de petrolíferos 2008-2017*. México, D.F.: SENER.

SENER. (9 de Octubre de 2011). *Prospectiva de petrolíferos 2006-2015*. Obtenido de http://www.sener.gob.mx/res/PE_y_DT/pub/Prosppetrol2006.pdf

Soler Anguiano, F. I. (2011). *Notas de la asignatura de Riesgo Industria*. México: UNAM.

Soler Anguiano, F. I., & Álvarez Echeverría, F. (2009). *¿Por qué hacer estudios de riesgo?* (F. d. Ingeniería, Ed.) México, D.F., México: UNAM.

Torres Ataipoma, A. (s.f.). *Registro de notificaciones de accidentes de trabajo y enfermedades ocupacionales*. Recuperado el 16 de Agosto de 2011, de http://www.serviprevencia.org/IMG/pdf/expo_registro_notificacion_accidentesperu.pdf

Torres Robles, R. (2002). Análisis y Simulación de Procesos de Refinación de Petróleo. En R. Torres Robles, *Análisis y Simulación de Procesos de Refinación de Petróleo*. México: Instituto Politécnico Nacional.

United States, Department of Labor, OSHA. (12 de agosto de 2012). *Occupational Safety & Health Administration: 1910.119 App C*. Recuperado el 12 de agosto de 2012, de Compliance Guidelines and Recommendations for Process Safety Management (Nonmandatory).: http://www.osha.gov/pls/oshaweb/owadisp.show_document?p_id=9763&p_table=STANDARDS

Wauquier, J. P. (2004). *El refino del petróleo: Petróleo Crudo, Productos Petrolíferos, Esquemas de Fabricación*. Barcelona, España: Ediciones Díaz de Santos.

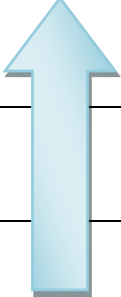
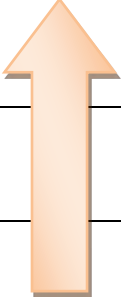
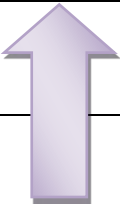
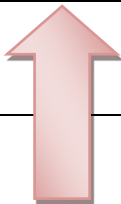
Yañez-Vargas, A. (2008). Impacto ambiental y metodologías de análisis. *BIOCYT*, 10.

Yantovski, E. (16 de mayo de 2012). *The Rockefeller University*. Obtenido de Thomas Gold and the Future of Methane as a Fuel: http://phe.rockefeller.edu/docs/yantovski_gold_future.pdf

ANEXOS

Anexo A: Tablas para la estimación de las consecuencias

Tabla para clasificar las consecuencias en los análisis *what if* y HAZOP

Consecuencias		Áreas de afectación			
Categoría	Tipo	Seguridad de las personas	Ambiente	Negocio	Imagen-Relación con los vecinos
Catastrófica	C4				
Grave	C3				
Moderada	C2				
Menor	C1				

Fuente: PEMEX, norma de referencia NRF-18- PEMEX-2007, tabla 12-3a

Tabla para estimar la frecuencia de ocurrencia de los eventos (en forma gráfica)

Frecuencia		Criterios de ocurrencia		
Categoría	Tipo	Cuantitativo		Cualitativo
Alta	F4	$> 10^{-1}$	> 1 en 10 años	El evento se ha presentado o puede presentarse en los próximos 10 años
Media	F3	$10^{-1} - 10^{-2}$	1 en 10 años a 1 en 100 años	Puede ocurrir al menos una vez en la vida de las instalaciones
Baja	F2	$10^{-2} - 10^{-3}$	1 en 100 años a 1 en 1000 años	Conceivable; nunca ha sucedido en el centro de trabajo, pero probablemente ha ocurrido en alguna instalación similar
Remota	F1	$< 10^{-3}$	< 1 en 1000 años	Esencialmente imposible. No es realista que ocurra

Fuente: PEMEX, norma de referencia NRF-18- PEMEX-2007, tabla 12-4a

Tabla para estimar la frecuencia de ocurrencia de los eventos (en forma descriptiva)

Categorías				
Factores	Remota (F1)	Baja (F2)	Media (F3)	Alta (F4)
Controles de Ingeniería				
Barreras de protección ³ .	Dos o más sistemas pasivos de seguridad independientes entre sí. Los sistemas son confiables; no requieren intervención del personal o de fuentes de energía.	Dos o más sistemas, al menos uno de ellos pasivo. Todos son confiables.	Uno o dos sistemas activos y complejos. La confiabilidad de los sistemas, pueden tener fallas de causa común; que de ocurrir puede afectar a los sistemas.	Ningún sistema o uno activo y complejo; poco confiable.
Pruebas (Interruptor, integridad mecánica y sistemas de emergencia).	Protocolos de prueba bien documentados; función verificada completamente; buenos resultados; fallas raras.	Pruebas regulares; la verificación de funcionamiento puede estar incompleta; los problemas no son comunes.	No se prueban a menudo; se registran problemas, algunas pruebas programadas no son realizadas.	No están definidas; no se realizan ó no se aprecia su importancia.
Antecedentes de accidentes e incidentes.	No se registran accidentes graves, muy pocos incidentes y todos menores. Cuando se presentan, la respuesta es con acciones correctivas rápidas.	No se presentan accidentes o incidentes graves. Se dan algunos accidentes/incidentes menores. Las causas raíz han sido identificadas y las lecciones son capitalizadas.	Un accidente o incidente menor. Sus causas no fueron totalmente entendidas. Hay dudas de si las medidas correctivas fueron las correctas.	Muchos incidentes y/o accidentes. No se investigan y registran. Las lecciones no son aprendidas.
Experiencia Operacional.	Los procesos son bien entendidos. Rara vez se rebasan los límites de operación y cuando esto ocurre, se toman acciones inmediatas para volver a condiciones normales.	Rara vez se rebasan los límites de operación. Cuando esto ocurre, las causas son entendidas. Las acciones correctivas resultan efectivas.	Transitorios operacionales menores, no son analizados o no se toman acciones para su control. Transitorios serios, son atendidos y eventualmente resueltos.	Transitorios rutinarios, no son analizados ni explicados. Sus causas no son bien entendidas.
Administración de Cambios.	En cuanto a cambios, el proceso es estable; Los peligros potenciales asociados son bien entendidos. La información para operar dentro de los límites y condiciones seguras, siempre está disponible.	El número de cambios es razonable. Puede haber nuevas tecnologías, sobre las que se tenga alguna incertidumbre. Buenos análisis de riesgos de los procesos.	Cambios rápidos o aparición de tecnologías nuevas. Los análisis de riesgos de los procesos son superficiales. Incertidumbre sobre los límites de operación.	Cambios frecuentes. Tecnología cambiante. Análisis de riesgos incompletos o de pobre contenido técnico. Se aprende sobre la marcha.

³ Pasivas: No requieren acciones del personal ni dependen para su operación de alguna fuente de energía

Categorías				
Factores	Remota (F1)	Baja (F2)	Media (F3)	Alta (F4)
Factores Humanos				
Entrenamiento y procedimientos.	Instrucciones operativas claras y precisas. Disciplina para cumplirlas. Los errores son señalados y corregidos en forma inmediata. Rentrenamiento rutinario, incluye operaciones normales, transitorias operacionales y de respuesta a emergencias. Todas las contingencias Consideradas.	Las instrucciones operativas críticas son adecuadas. Oras instrucciones operativas, tienen errores o debilidades menores. Auditorias y revisiones rutinarias. El personal está familiarizado con la aplicación de los procedimientos.	Existen instrucciones operativas. Estas instrucciones no son revisadas ni actualizadas de forma regular. Entrenamiento deficiente sobre los procedimientos para la respuesta a emergencias.	Las instrucciones operativas se consideran innecesarias; el "entrenamiento" se da por transmisión oral; los manuales de operación sin control; demasiadas instrucciones verbales en la operación; sin entrenar para la respuesta a emergencias.
Habilidades y desempeño de operadores, personal de mantenimiento, supervisores y proveedores y/o contratistas.	Múltiples operadores con experiencia en todos los turnos. El trabajo o aburrimiento no son excesivos. Nivel de estrés óptimo. Personal bien calificado. Clara dedicación y compromiso con su trabajo. Personal sin capacidades disminuidas. Los riesgos son claramente comprendidos y evaluados.	El personal nuevo nunca está solo en cualquier turno. Fatiga ocasional. Algo de aburrimiento. El personal sabe que hacer De acuerdo con sus calificaciones y sus limitaciones. Respeto por los riesgos identificados en los procesos.	Posible turno donde el personal es novato o sin mucha experiencia., pero no es muy común que esto ocurra. Períodos cortos de fatiga y aburrimiento para el personal. No se espera que el personal razone. El personal asume ideas más allá de sus conocimientos. Nadie comprende los riesgos.	Alta rotación de personal. Uno o más turnos con personal sin experiencia. Exceso de horas de trabajo, la fatiga es común. Programas de trabajo agobiantes. Moral baja. Trabajos realizados por personal con poca habilidad. Los alcances del trabajo no están definidos. No existe conciencia de los riesgos.

Fuente: PEMEX, norma de referencia NRF-18- PEMEX-2007, tabla 12-4

Anexo B: Resultados del análisis *what if* de los procesos de una refinería

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 1. Desalado de crudos

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. No hay suficiente crudo el depósito (batería) de la refinería	1. Detención total del proceso del complejo de refinación	1	4	4	29. revisar los sistemas de bombeo desde el crudo desde los campos de producción hasta la refinería.	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
					30. Establecer un sistema de verificación en los gastos de flujo para determinar posibles fugas del crudo	Experto 1 (Ing. de Proyecto)
					31. Establecer políticas de seguridad que permitan evitar el pillaje (ordeña) de materia prima y materiales terminados	Experto 3 (Ing. de Seguridad)
2. ¿La materia prima llega con concentraciones de emulsificaciones variables?	1. Se requiere de una evaluación constante de la calidad del crudo para poder determinar qué método de deshidratación y desalado se requiere utilizar.	1	1	1	1. Estandarizar los niveles de calidad en relación a la emulsificación con la finalidad de que se hagan los ajustes necesarios desde los campos de producción y concentración y así, regular la calidad del material para refinación interna y de exportación	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
					2. Mejorar el Sistema de verificación de calidad del crudo en la refinación del crudo en la refinación para poder atender oportunamente las variables que pudieran presentarse durante la fase de deshidratación/desalado del crudo	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
3. ¿El crudo contiene demasiado lodo o residuos de producción?	1. La Refinería deberá operar a una capacidad mínima para refinar el crudo presente en los depósitos	4	1	4	32. Mejorar el sistema de comunicación y control con los complejos de producción con la finalidad de evitar condiciones que conduzcan a la falla del complejo.	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
4. ¿La válvula de control y mezcla de agua con crudo falla mecánicamente?	1. No hay flujo a la desaladora del crudo	2	1	2	3. Mantenimiento preventivo periódico a tuberías y válvulas de mezcla para que se pueda actuar oportunamente en caso de accidentes mayores que pudieran desencadenar un paro en el proceso de desalado del crudo y como consecuencia en los procesos de refinación.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Pudiera haber fractura o fuga de crudo o de agua	2	1	2		
	3. No hay mezcla con emulsificación suficiente para poder separar los materiales pesados del crudo	2	1	2		
5. ¿La válvula de mezcla y control de flujo se	1. Podría haber mayor flujo de crudo mezclado con agua a la desaladora	2	1	2	33. Al igual que en la recomendación 7, se sugiere un plan de monitoreo y mantenimiento permanente, pues el exceso de flujo en la desaladora,	Experto 1 (Ing. de Proyecto)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 1. Desalado de crudos

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
encuentra bloqueada para la apertura o cerrado?	2. Podría haber menor flujo de mezcla a la desaladora que el que puede procesar	4	1	4	provocará que se rebase la capacidad de procesamiento y por consiguiente, el excedente se drenará junto con el agua de residuo y en el caso de un bajo flujo de material para ser procesado, se puede provocar un corto circuito que conduciría a la pérdida de la capacidad de procesamiento de la desaladora (el nivel de potencial eléctrico que se requiere oscila entre 15,000 y 20,000 volts).	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
6. ¿Fallan los controles automáticos de las válvulas de mezcla y de suministro a la desaladora?	1. Podría haber mayor flujo de crudo mezclado con agua a la desaladora	2	1	2	33. Al igual que en la recomendación 7, se sugiere un plan de monitoreo y mantenimiento permanente, pues el exceso de flujo en la desaladora, provocará que se sobrepase la capacidad de procesamiento y por consiguiente, el excedente se drenará junto con el agua de residuo y en el caso de un bajo flujo de material para ser procesado, se puede provocar un corto circuito que conduciría a la pérdida de la capacidad de procesamiento de la desaladora (el nivel de potencial eléctrico que se requiere oscila entre 15,000 y 20,000 volts).	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Podría haber menor flujo de mezcla a la desaladora que el que puede procesar	4	1	4		
7. ¿Las tuberías y válvulas de alimentación son impactadas externamente?	1. La Refinería deberá operar a una capacidad mínima para refinar el crudo presente en los depósitos	4	1	4	32. Mejorar el sistema de comunicación y control con los complejos de producción con la finalidad de evitar condiciones que conduzcan a la falla del complejo.	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
8. ¿El campo electrostático en la desaladora es muy intenso?	1. Provocará la separación de la gotas de agua grandes y se volverán a dispersar en el petróleo crudo, lo que significaría que el crudo pase directamente a la etapa de destilación atmosférica	3	2	6	39. Mantenimiento a los transductores de los sistemas de control, así como a las placas de generación de campo electrostático	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
9. ¿La temperatura del crudo es muy baja?	1. Disminuye la eficiencia de separación del agua y sales del crudo.	3	2	6	41. Mantenimiento a los transductores de los sistemas de control, así como a las placas de generación de campo electrostático	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 1. Desalado de crudos

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
10. ¿La temperatura de desalado es alta?	1. Se presentan deposiciones de sales en los intercambiadores de calor en la Refinería	3	2	6	40. Revisión y mantenimiento continuo a los conductos del crudo, así como a los sistemas de control, para evitar formaciones posteriores de productos corrosivos y obstrucción de válvulas y tuberías.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
11. ¿Se presenta un nivel de interface agua-crudo muy alto?	1. El agua sale del equipo junto con el crudo	3	1	3	34. Mantenimiento a los sistemas de control, tuberías y válvulas.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
12. ¿se presenta un nivel de interface agua-crudo muy bajo?	1. El crudo se descarga por la válvula de drenaje de agua y se envía hacia la planta de tratamiento de agua residual	4	1	4	34. Mantenimiento a los sistemas de control, tuberías y válvulas.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
13. ¿Hay falla en la reacción de los demulsionantes?	1. Caída de presión	2	1	2	34. Mantenimiento a los sistemas de control, tuberías y válvulas.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Emulsificantes presentes alrededor de las gotas de agua que forman una capa resistente alrededor de las gotas e impiden la coalescencia de las mismas. Pueden ser compuestos pesados (asfaltos) o partículas sólidas (metales o sus compuestos)	3	1	3		
14. ¿Hay presencia de sales residuales?	1. Riesgo de corrosión por HCL (ácido clorhídrico) en el tope de la columna de destilación	4	2	8	60. Aplicación de tratamiento posterior en aras de minimizar el riesgo de corrosión en fases posteriores de Refinación	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
15. ¿No se logra la remoción de sedimentos?	1. Problemas diversos en los intercambiadores de calor por el grosor de gravillas, óxidos de hierro que son convertidos rápidamente en sulfuros que se	4	2	8	60. Aplicación de tratamiento posterior en aras de minimizar el riesgo de corrosión en fases posteriores de Refinación	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 1. Desalado de crudos

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	acumulan en la interface agua-crudo.					

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 2. Destilación atmosférica (primaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿No hay suficiente combustible para la calefacción en el horno de precalentado de crudo?	1. El crudo no podrá alcanzar la temperatura entre 343°C y 371°C para que pueda ser fraccionado en la columna de destilación atmosférica	3	2	6	61. Asegurar el suministro constante y suficiente de gas residual de refinación o de otra naturaleza, con la finalidad de generar el calor necesario para la fase de refinación atmosférica.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					62. Mejorar los sistemas de control y de seguridad, con la finalidad de que se utilice de manera optima al energético dentro de la fase de precalentado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					63. Contar con planes de contingencia y de reacción pronta ante fuga del material de combustión o ante una falta de combustible en la planta	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
2. ¿No hay suficiente calor en la caldera de precalentamiento de crudo desalado para la	1. Separación pobre, por lo que una buena parte del crudo que entra a la columna de destilación, se vierte en el residuo de destilación	3	2	6	61. Asegurar el suministro constante y suficiente de gas residual de refinación o de otra naturaleza, con la finalidad de generar el calor necesario para la fase de refinación atmosférica.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 2. Destilación atmosférica (primaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
destilación atmosférica (vertical)?	2. Se requiere de procesos adicionales para recuperar y reciclar el material no procesado	3	2	6	62. Mejorar los sistemas de control y de seguridad, con la finalidad de que se utilice de manera optima al energético dentro de la fase de precalentado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	3. Aumento de costos por el pobre rendimiento de la destiladora atmosférica	4	2	8	63. Contar con planes de contingencia y de reacción pronta ante fuga del material de combustión o ante una falta de combustible en la planta	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	4. Baja producción de productos terminados	4	2	8		
3. ¿Hay exceso de calor en el horno?	1. Pérdida de fracciones del crudo como productos terminados, por lo que se tendría bajo rendimiento del crudo por razones de operación.	3	2	6	42. Mantener bajo control la temperatura dentro del horno con la finalidad de mejorar la eficiencia energética utilizada para preparar el crudo para su destilación primaria.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
4. ¿Hay falla u obstrucción en alguna de las corrientes de la columna de destilación vertical?	1. Pobre rendimiento de destilación por crudo que entra a la destiladora.	3	2	6	43. Verificación de los flujos de destilados dentro de la columna, así como también en los conductos de las corrientes superior e inferior.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Taponamiento de alguno de los conductos de corriente de hidrocarburos	3	1	3	44. Mantenimiento periódico y cambio de platos de recuperación para asegurar el rendimiento y operación de la Refinería.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	3. Posible pérdida de las fracciones más ligeras en la parte superior de la destiladora (gas y gasolina simple)	3	1	3	62. Mejorar los sistemas de control y de seguridad, con la finalidad de que se utilice de manera optima al energético dentro de la fase de precalentado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	4. Aumento de presión dentro de la destiladora	4	1	4		
	5. Vertido al drenado de fracciones de peso ligero y medio	3	2	6		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 2. Destilación atmosférica (primaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
5. ¿Hay presión superior a la de operación de la destiladora (alrededor de la presión atmosférica)?	1. Pérdida de fracciones del crudo como productos terminados, por lo que se tendría bajo rendimiento del crudo por razones de operación.	3	2	6	42. Mantener bajo control la temperatura dentro del horno con la finalidad de mejorar la eficiencia energética utilizada para preparar el crudo para su destilación primaria.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
6. ¿Hay pérdida de temperatura dentro de la columna de destilación?	1. Pérdida en la calidad de las fracciones del petróleo, siempre y cuando no se varíe la presión parcial de las fracciones.	3	2	6	42. Mantener bajo control la temperatura dentro del horno con la finalidad de mejorar la eficiencia energética utilizada para preparar el crudo para su destilación primaria.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Se tendrían pobres rendimientos de las fracciones de la columna.	4	1	4		
	3. Drenado de fracciones hacia la destilación al vacío, lo cual conduciría a una disminución de la producción de gas y de gasolinas conduciendo a pérdidas económicas	4	1	4		
7. ¿La temperatura del residuo de la columna de destilación se encuentra por debajo de los 130°C?	1. Solidificación del residuo conduciendo a un taponamiento de la columna y por lo tanto, podría haber exceso de crudo dentro de la torre.	4	1	4	35. Mantenimiento de la instalación, seguimiento de sucesos previos y monitorear constantemente o de manera automática a las temperaturas dentro de la columna a cada etapa.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
8. ¿Se obtura la válvula de venteo de la columna?	1. Si hay sobrepresión, podría provocar una fuga de gases de refinería o en casos extremos un incendio o una explosión	4	2	8	64. Programas de revisión y de mantenimiento preventivo, reforzando a los existentes y cuando existas sistemas de control automatizado, verificar que operen adecuadamente. Si aún no se cuenta con alguno, considerar como prioritario, la adopción e implementación de un sistema de estas características	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Si no hay sobrepresión, se produciría una pérdida rápida de temperatura y habría condensación de fracciones intermedias.	4	1	4		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 2. Destilación atmosférica (primaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
9. Hay exceso de sales cloradas en el tope de la columna de destilación.	1. Se generaría ácido clorhídrico, mismo que produciría corrosión, fatiga, liberación de material gaseoso y si las condiciones atmosféricas lo permiten, se caería en el riesgo de incendios o explosiones	4	2	8	65. Verificar siempre que el contenido de sales en el crudo que proviene de la desaladora, así como el contenido de agua, llegue a la columna de destilación primaria dentro de los rangos de seguridad establecidos	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					64. Programas de revisión y de mantenimiento preventivo, reforzando a los existentes y cuando existas sistemas de control automatizado, verificar que operen adecuadamente. Si aún no se cuenta con alguno, considerar como prioritario, la adopción e implementación de un sistema de estas características	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
10. ¿El enfriamiento de las fracciones no es el adecuado?	1. Habrá un exceso del material de la fracción en los platos de condensación sin que éstos sean apartados de la columna de destilación y, el excedente en el mejor de los casos continuará fluyendo en las corrientes de estado líquido	3	1	3	5. Verificar que las estaciones de reflujo y recalentamiento de las tuberías de despojo, se encuentren operando adecuadamente y que se normalice hacia la temperatura adecuada para apartar el material condensado hacia las siguientes etapas de la refinería. En caso de que exista un exceso de material, deberán recalentar la fracción para que siga en la recirculación y con ello, complementar las tareas de fraccionamiento dentro de la columna de destilación. Hay que considerar que la eficiencia de la operación de reintegración del material recalentado depende de la cantidad de vapor que se genera por el recalentador y por tanto, la cantidad de calor que se suministra a la corriente dentro de la columna.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
11. ¿No se registran adecuadamente las temperaturas de los controles de registro de temperatura (TRC)?	1. Desajustes en los niveles de temperatura para cada uno de los niveles de fraccionamiento, traerán como consecuencia una disminución o pérdida en la calidad de las fracciones en la columna de destilación.	4	1	4	64. Programas de revisión y de mantenimiento preventivo, reforzando a los existentes y cuando existas sistemas de control automatizado, verificar que operen adecuadamente. Si aún no se cuenta con alguno, considerar como prioritario, la adopción e implementación de un sistema de estas características	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 2. Destilación atmosférica (primaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
						Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
12. ¿Fallan las bombas de recirculación de fracciones recalentadas?	1. Pérdida de calor en las fracciones afectadas, así como un aumento en el consumo de energía para recalentar a los hornos de fraccionados. Se debe considerar que por el principio de conservación de las masas, el material que se reintegra seguirá en las corrientes de flujo internas y la cantidad de crudo que ingresa a la columna, será menor	4	1	4	64. Programas de revisión y de mantenimiento preventivo, reforzando a los existentes y cuando existas sistemas de control automatizado, verificar que operen adecuadamente. Si aún no se cuenta con alguno, considerar como prioritario, la adopción e implementación de un sistema de estas características	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 3. Destilación al vacío (secundaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿El residuo del destilado atmosférico trae consigo grandes cantidades de gas oil?	1. Se requiere que la columna de destilación al vacío esté diseñada para que a altas presiones, se tenga una recolección del material sin que éste pueda llegar a licuarse. La configuración de la columna al vacío depende de los productos que se desean obtener de esta etapa y	3	2	6	45. Verificación de los contenidos de los materiales residuales de la destilación atmosférica par que se puedan realizar los ajustes pertinentes en la destilación al vacío y poder obtener los productos con las especificaciones deseadas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 3. Destilación al vacío (secundaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	básicamente son de dos tipos: para destilados y bitúmenes y, para aceites y lubricantes (en México, sólo la Refinería de Salamanca se producen los lubricantes).					
2. ¿Se presenta una temperatura alta en el residuo atmosférico dentro de la columna de vacío?	1. El horno de intercambio de calor previo a la columna de vacío, trabaja a mayor temperatura que la que se requiere en la columna de destilación al vacío	4	1	4	36. Incluir en los planes de mantenimiento, un apartado de revisión periódica de las condiciones de operación del horno de precalentado, y si existe algún programa, actualizar éste punto. Mantener prioridad en sistemas de control automatizado para evitar omitir parámetros sensibles para la operación de esta fase de Refinación.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Si la temperatura de entrada a la unidad es superior a los 430°C y la presión absoluta no se encuentra en el rango de 30 a 90 mbar, se corre el riesgo de que se presente un craqueo térmico de los residuos en la columna.	4	1	4		
3. ¿Las relijas de filtración para el flujo de residuo atmosférico se encuentran obstruidas?	1. El residuo ingresado para su procesamiento impedirá que el material a "lavarse" (revierte hacia abajo las gotas líquidas que entran y los componentes más pesados de la fase de vapor), lo que no permitiría que se lleve a cabo la destilación al vacío de las fracciones de esta etapa de la Refinación.	3	2	6	46. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
4. ¿Falla la reinserción del flujo interno por debajo del plato de extracción lateral?	1. Se corre el riesgo de no separarse adecuadamente los flujos del VGO 1 (371°C) y del VGO 2 (300°C)	3	1	3	46. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 3. Destilación al vacío (secundaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
5. ¿Se presenta una caída de presión en el tope de la torre?	1. No se presentaría la condensación del gas oil, lo que traería consigo, una falla en el fraccionamiento de los derivados de esta etapa.	3	1	3	46. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
6. ¿Fallan los eyectores de vapor o de la bomba de vacío?	1. Pérdida de presión, y se podría presentar el caso de que no se logre el vacío, por lo que no se lograría el fraccionamiento de los derivados en esta etapa de la Refinería, trayendo consigo pérdidas de energía, retraso en la producción y un aumento de costos por la pérdida de procesamiento de los residuos atmosféricos	3	2	6	47. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
7. ¿Se presenta un bajo flujo de vapores en la parte baja de la columna?	1. No se tiene posibilidad de desalojar los materiales residuales (casi siempre sólidos) de la parte baja de la columna	3	1	3	6. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Los platos de tipo válvula o cazoleta se pueden obstruir	3	1	3		
8. ¿La presión fraccionada en columnas al vacío secas no son adecuadas?	1. Pérdida de calidad en las fracciones obtenidas dentro de la columna	3	1	3	6. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
9. ¿Se presenta una ruptura en la columna?	1. Podría presentarse una implosión	4	2	8	66. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Derrame de productos semiterminados y de residuos en la planta	3	2	6		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 3. Destilación al vacío (secundaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
10. ¿Se presenta una sobrepresión dentro de la columna?	1. Se corre el riesgo de que el material para ser procesado en la columna, intente regresar hacia el horno de calentamiento del material residual de la destilación atmosférica y pudiera dañar al horno	3	1	3	7. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquellas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
11. ¿Existe alguna falla en las bombas de reflujo o de extracción de productos fraccionados?	1. Exceso de material sobrecalentado y si las medidas de control de flujo no se encuentran operando adecuadamente, se corre el riesgo de daños importantes en la columna, así como derrame del material en la planta.	3	1	3	8. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquellas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
12. ¿Hay pérdida de energía en la tobera?	1. Desalojo y conducción residual ineficiente o inexistente, que traería consigo la pérdida de calidad de los productos fraccionados o un reciclamiento excesivo. También se corre el riesgo de craquear por la acción térmica a los productos en el tope de la columna.	3	1	3	9. Se sugiere canalizar perfectamente el flujo de los fluidos.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					10. Asegurar la libre rugosidad de los materiales	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					11. Evitar la generación de turbulencia, choques o remolinos	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					12. Todo lo anterior, mediante su consideración en los programas de mantenimiento o su inclusión en los que ya existen, reemplazando si es necesario los componentes dañados y establecer si no lo hay un sistema de control automatizado.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
13. ¿Hay tendencia de fluctuación en el flujo de succión de los eyectores?	1. Flujo de materiales terminados de la columna de baja calidad y con mucho tiempo en la recirculación interna en la columna.	4	1	4	37. Instalar varios eyectores en paralelo para cada etapa de compresión.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
14. ¿No hay vacío?	1. Perdida de presión en la torre, así como baja calidad en las fracciones terminadas y	3	1	3	13. Revisar la presión de las utilidades	Experto 1 (Ing. de Proyecto)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 3. Destilación al vacío (secundaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	aumento de costos por los retrasos en los procesos			3		Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					14. Revisar el nivel del tambor colector de condensado	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					15. Localizar las válvulas abiertas o bridas flojas	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					16. Asegurarse de que la última etapa del eyector no esté aislada de la atmósfera del horno	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					17. Revisar si la línea entre el proceso y el eyector está tupida	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
15. ¿El vacío satisfactorio a cero carga pobre en operación?	1. Pérdida de presión en la torre, así como baja calidad en las fracciones terminadas y aumento de costos por los retrasos en los procesos	3	1	3	18. Revisar la temperatura del agua y la presión de vapor	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					19. Asegurarse que la tobera no se encuentra tupida	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					20. Revisar el estado de las tuberías y los interiores	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					21. Revisar si hay tupición entre el proceso y el eyector	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 3. Destilación al vacío (secundaria)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
					22. Revisar si hay presión excesiva en la descarga del último eyector	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					23. Revisar que la circulación de agua sea adecuada en los condensadores de pases múltiples	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
16. Vacío pobre sostenidamente	1. Pérdida de presión en la torre, así como baja calidad en las fracciones terminadas y aumento de costos por los retrasos en los procesos	3	1	3	24. Revisar la temperatura del agua y la presión del vapor	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					25. Revisar la temperatura del condensador. Si es superior a la normal, revisar: 1.- flujo y circulación de agua, 2.- Instalación adecuada de la tobera del eyector anterior. Si es menor que la normal, revisar: 1.- flujo del vapor (tobera tupidada), 2.- flujo de agua, 3.- flujo en la pata barométrica y 4.- Estado de las partes internas del eyector.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					26. Considerar un flujo de incondensables muy bajo que esté fuera del rango de operación del eyector. Tratar de incrementar el flujo de gas (por ejemplo con recirculación)	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 4. Desintegración catalítica (FCC: Fluid Catalytic Crack)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿El calor de los materiales que circulan por la columna riser de la unidad de desintegración	1. Se pudieran solidificar los materiales dentro de la planta y traería consigo costos de consideración y la caída en la producción de gasolina de octanaje alto	3	1	3	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 4. Desintegración catalítica (FCC: Fluid Catalytic Crack)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
no es la adecuada?					automatizado de hornos, bombas y válvulas.	
2. ¿Falla alguno de los intercambiadores de calor?	1. No se alcanza la temperatura requerida para poder realizar el proceso de desintegración de la planta	2	1	2	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
3. ¿Hay averías o fugas en el tubo elevador del material que se procesa en la planta?	1. Derrame de materiales, fatiga y fuga de gases del proceso, así como demora subsecuente en la producción de gasolina de mayor octanaje	3	2	6	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
4. ¿La corriente de recirculación es alta en comparación con la carga fresca (más del 4% vol)?	1. Se puede presentar una mezcla con calor mayor al requerido por el proceso o la mezcla puede presentar una distribución heterogénea respecto de la viscosidad requerida en el proceso de desintegración	3	2	6	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Se corre el riesgo de no reintegrar el catalizador separado de los productos de la desintegración en el agotador y la falta de este material conduciría a deficiencia en el proceso de desintegración manifestado en condiciones de baja productividad (reflejada en la producción de gasolinas principalmente).	3	2	6		
5. ¿El vapor de dispersión integrado en la parte inferior del tubo elevador con la carga de la mezcla no es suficiente?	1. Se pierde fuerza de empuje del material sobre el tubo de alimentación	3	1	3	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. No se logra inducir el calor necesario para el calentamiento de la mezcla de procesamiento	3	1	3		
6. ¿No se logra integrar en la mezcla de ingreso al reactor de la cantidad necesaria de catalizador?	1. Rendimiento pobre en la receptación de materiales ligeros a partir de la mezcla pesada en la entrada al tubo elevador	3	1	3	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
7. ¿Hay alguna obstrucción en el tubo	1. No se logran las reacciones de desintegración en el reactor de manera	2	1	2	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla	Experto 2 (Ing. de

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 4. Desintegración catalítica (FCC: Fluid Catalytic Crack)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
elevador dentro del reactor?	eficiente y adecuada				de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
8. ¿Se encuentra obstruido el separador ranurado en la parte inferior del reactor?	1. No se logra la separación necesaria de los vapores y del catalizador, que conduce a una reducción en la captación de los vapores (gases) del proceso de desintegración	3	2	6	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
9. ¿Las tuberías y equipos que se encuentran instalados desde las ventanas laterales del separador, se encuentran con alguna fisura o con desgaste?	1. Fuga de los gases de Refinería, que podría desencadenar en algún incendio o explosión dependiendo del grado de concentración del material en la planta	4	1	4	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
10. ¿Hay alguna avería en los ciclones de paso en la parte superior de la planta?	1. Pobre captación de gases de combustión, vapor de agua y otros peligrosos. Su concentración fuera de la planta puede desencadenar fugas tóxicas, incendios o explosiones de diversas en la planta	4	1	4	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
11. ¿No se logra la correcta combustión del carbón depositado durante la desintegración?	1. Se obtiene un material alto en carbón en el catalizador regenerado.	3	1	3	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
12. ¿No se logra la combustión optimización adecuada del carbón depositado en el catalizador?	1. Puede formarse una cantidad no controlada de CO. Además de que se producen moléculas de SOx (óxidos de azufre) y NOx (óxidos de nitrógeno).	4	1	4	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Los residuos de azufre y nitrógeno pueden ser altamente reactivos en condiciones en que se pueden degradar en ácidos corrosivos	4	1	4		
13. ¿Falla el suministro en el precipitador electrostático de la	1. No se tiene control sobre las emisiones de contaminantes (principalmente CO2) a la	4	2	8	67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo	Experto 2 (Ing. de Operaciones)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 4. Desintegración catalítica (FCC: Fluid Catalytic Crack)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
sección de regeneración?	atmósfera				pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
14. ¿Hay fatiga o corrosión en el domo de la sección de fraccionamiento?	1. Fuga de gases ligeros de Refinación o de gases secos como el H2 (hidrógeno), H2S (ácido sulfhídrico), metano, etano y etileno. Dichos compuestos pueden ocasionar incendios o explosiones y, en el caso del H2S, la formación de ácido sulfúrico	3	2	6	49. Revisión de sistemas de seguridad y monitoreo. Considerando la actualización de los sistemas de control automático y la incorporación de chimeneas de control de emisiones para evitar la fuga de materiales contaminantes a la atmósfera.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
15. ¿Hay alto contenido de azufre en la mezcla de ingreso a la planta?	1. Se presenta una distribución de azufre en todos los productos craqueados y requerirán de otros procesos para su remoción.	3	2	6	50. Establecer un mecanismo automático o manual para verificar la composición de la mezcla que entra a la planta.	
	2. El azufre contenido en el coque se convierte en óxidos de azufre compuestos por SO2 y SO3 y como ya se ha indicado en la consecuencia 1 del <i>what if</i> 14, genera gran contaminación en la atmósfera.	4	1	4	51. Si se cuenta con algún sistema de monitoreo de la composición y calidad de los materiales de entrada a la planta, actualizar el sistema para mantener el control de calidad y por lo tanto, disminuir costos y demoras por fallas en operación en el FCC.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
16. ¿Se presenta contaminación de trazas de metales y otros materiales en la mezcla de entrada a la planta?	1. La presencia de vanadio, desactivan permanentemente al catalizador	3	2	6	51. Si se cuenta con algún sistema de monitoreo de la composición y calidad de los materiales de entrada a la planta, actualizar el sistema para mantener el control de calidad y por lo tanto, disminuir costos y demoras por fallas en operación en el FCC.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. El nitrógeno desactiva temporalmente al catalizador	3	2	6		
	3. El níquel, cobre, vanadio, hierro y cobalto propician la formación de hidrógeno y coque. Estos materiales son depositados en el catalizador de equilibrio circulante y causan que los rendimientos de hidrógeno y coque aumenten.	3	2	6		
	4. Otros materiales como calcio, magnesio, bario, sodio o potasio son destructivos para los catalizadores de craqueo catalítico en el fluido, lo que podría provocar el colapso de los catalizadores	3	2	6		
	5. El sodio y el potasio son más dañinos para el catalizador e iguales en efecto	3	2	6		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 5. Hidrotratamiento (incluye Hidrodesulfuración) HDS

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿Se encuentra vacío el tambor de descarga?	1. La planta se encontrará trabajando sin insumos, por lo que se desperdicia combustibles y costos por falta de producción altos.	3	1	3	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
2. ¿Hay fallas en la bomba de alimentación a la planta de desulfuración?	1. Paro del proceso de desulfuración, lo que provocaría retardo en proceso de las plantas de isomerización, reformación o craqueo catalítico. Así mismo, se reduce la capacidad de producción de turbosina y diesel	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
3. ¿Hay falla en el intercambiador de calor/mezclador de la planta?	1. Se puede alterar el flujo de material para su tratamiento, reduciendo la eficacia de la planta	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Puede obstruirse el flujo del material que fue tratado en el reactor	3	2	6		
	3. Se puede alterar la recirculación de gases hacia el reactor	3	2	6		
	4. Pudiera haber un flujo del compresor de recirculación de gas hacia el tambor de flasheo y con ello, no se logra la reacción del hidrógeno con el material tratado para la eliminación de azufre, nitrógeno y oxígeno	3	2	6		
	5. La carga para tratamiento se puede conducir al tambor de flasheo	3	2	6		
	6. Se puede presentar la fuga de hidrógeno y ocasionar fuego o explosión	4	2	8		
4. ¿Hay falla en el suministro de combustible en el horno del reactor?	1. No se logra la mezcla y calentamiento del material a tratar con el hidrógeno de proceso, conduciendo a una falla de operación de la planta y pudiese presentar un flujo alto de material en la planta y en el reactor sin activación por falta del calor para el funcionamiento de la planta.	4	2	8	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
5. ¿La temperatura en el	1. Si el calor del horno está por debajo de	4	2	8	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las	Experto 1 (Ing. de Proyecto)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 5. Hidrotratamiento (incluye Hidrodesulfuración) HDS

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
horno no es la especificada?	316°C (600°F). No se logra la reacción de la mezcla y se concentrará en el reactor con su posible derrame posterior, que pudiera desencadenar en fuga, incendios o explosiones				instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. La temperatura se encuentra por encima de los 404°C (760°F), se puede presentar la coquización del material, que se depositaría en las líneas de conducción desde el horno hasta la salida de los materiales tratados.	4	2	8		
6. ¿No hay suficiente catalizador de Cobalto-Molibdeno o de Níquel-Molibdeno en el reactor?	1. No se logra la reacción química completa que retira el azufre del material procesado, lo que podría acarrear los contaminantes corrosivos de azufre, nitrógeno y otros hacia los procesos de tratamiento posteriores de la Refinería, pudiendo desencadenar corrosión, fatiga o ruptura de las tuberías e instalaciones metálicas. Al reaccionar éstos materiales con el hierro y con temperatura relativamente alta, si se presenta una fuga, se produce fuego y pudiera desencadenar incendios o explosiones en el complejo de Refinería.	3	2	6	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
7. ¿El material del reactor no se encuentra suficientemente purificado?	1. Se puede presentar corrosión, fatiga o avería en las tuberías que conducen al material mezclado en el reactor hacia el intercambiador de calor que conduce el producto al tambor de flasheo.	3	2	6	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
8. ¿Se presenta avería en el tambor de flasheo?	1. Se puede presentar fuga de ácido sulfhídrico en la salida y conducción hacia la unidad de azufre. La consecuencia podría ser una nube tóxica y corrosiva en el entorno y en las instalaciones	3	2	6	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Se puede presentar fuga de hidrógeno, produciendo fuego o explosión en el entorno y en las instalaciones de la Refinería	3	2	6		
	3. Se puede presentar fuga del material reaccionado, que pudiera traer consigo	4	2	8		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 5. Hidrotratamiento (incluye Hidrodesulfuración) HDS

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	derrame que pudiera ocasionar fuego, explosiones o evaporación en forma de nube tóxica.					
9. ¿Hay fatiga o ruptura en la línea de alimentación de hidrógeno de la compresión de recirculación de gas?	1. Se puede presentar fuga de hidrógeno, desencadenando fuego o explosión.	3	2	6	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. No se logra el mezclado del material de proceso con el hidrógeno en manera adecuada, trayendo tras de sí, materiales de mala calidad o paro de la planta	4	2	8		
10. ¿No hay calor suficiente en el reciclador (con intercambiador de calor) del separador de la planta?	1. Los materiales terminados del proceso, pudieran llevar consigo materiales mezclados de impurezas de otros que no son los esperados.	4	2	8	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
11. ¿Falla el intercambiador de calor que une a la unidad de separación y el condensador?	1. Pudiera generar fuga de materiales gaseosos cuyo contenido es de gases de refinación y ácido fluorhídrico. Su liberación pudiera generar una nube tóxica, incendios o explosiones y afectaría a la propia unidad de separación de materiales, mismos que pudieran ser alcanzados por el fuego.	4	2	8	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
12. ¿Se presenta falla o avería en la bomba que conduce los vapores del condensador al separador?	1. Se puede presentar fuga de gases de refinación o vapores de materiales terminados. Esta fuga podría generar derrame de material en forma gaseosa y desencadenar fuego o explosiones.	4	2	8	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
13. ¿Se presenta alguna falla en la bomba de liberación del condensador?	1. Se pueden presentar problemas al desalojar el material purificado, cuya concentración en la unidad de separación pudiera crear una sobrepresión por encontrarse material en estado gaseoso y líquido que pudiera desencadenar la explosión y fuego de la unidad.	4	2	8	77. Actualización de los programas de mantenimiento de las instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 6. Reducción de viscosidad

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿Falla la bomba de abasto y no se tiene suficiente material de residuo de vacío?	1. Paro parcial o total de la unidad de reducción de viscosidad	3	1	3	27. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar oportunamente en caso de algún problema mayor.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
				3	28. Considerar la inclusión o actualización de un sistema automatizado de control de las válvulas, bombas y hornos dentro de la Refinería	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
2. El calor alcanzado en el horno de precalentamiento no es el adecuado	1. Si el calor del material calentado es inferior a la temperatura de 370°C, no se obtiene producto mejorado, pues no se alcanza la temperatura mínima para que la unidad pueda operar.	3	1	3	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Si el calor del material calentado es superior a 504.44 °C, se puede empezar un proceso de craqueo térmico y se corre el riesgo de que los productos que del proceso se obtengan, se pierdan en el residuo del proceso	3	1	3		
3. ¿Se presenta alguna avería en el intercambiador de calor que alimenta a la planta?	1. Las fallas que se puedan presentar en este punto, pudiera ocasionar que la planta no opere y en consecuencia, se tendrá rendimiento bajo en la producción de los subproductos. Además, se consume combustible innecesariamente en el horno.	3	2	6	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
4. ¿La temperatura dentro de la planta se encuentra alta por un tiempo prolongado?	1. El rendimiento de producción en la planta se ve reducida	3	2	6	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
5. ¿Se presenta una caída de la presión dentro de la planta?	1. Se presenta una formación y depósito de coque residual, si la temperatura del material supera los 500°C	3	2	6	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 6. Reducción de viscosidad

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
					viscosidad de la Refinería	
6. ¿Se encuentra dañada o no opera de manera adecuada la válvula de venteo?	1. Si se llegara a presentar una sobrepresión, se corre el riesgo de que se presente una explosión o derrame del material en procesamiento que desencadenaría en explosión o fuego	3	2	6	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
7. ¿Se presenta una sobrecarga en el depósito de gas producido?	1. Se puede presentar una sobrepresión que pudiera fatigar las líneas de conducción del material entre la columna y el tanque de depósito de gas y por consiguiente, pudiera provocar la fuga, explosión o incendio dentro de la planta	3	2	6	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Una falla en el funcionamiento de los tanques de recuperación de proceso, pudiera que no detenga la reacción del proceso de craqueo de los materiales de entrada	3	2	6		
8. ¿Si se cuenta con un soaker y no se proporciona la temperatura adecuada?	1. Si la temperatura en el tambor de inmersión (soaker) se encuentra fuera del rango de temperatura de 427°C (800°F) a 438°C (820°F), no se proporciona un tiempo extra de reacción a los materiales, lo cual implicará que los productos del proceso requieran de mayor procesamiento posterior para llegar a los productos terminados de la Refinería	3	2	6	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 7. Coquización

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿Falla la bomba,	1. No hay material suficiente para que la	3	1	3	48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de	Experto 1 (Ing. de Proyecto)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 7. Coquización

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
válvulas o tuberías de conducción de parte del residuo de destilación secundaria a la planta de coquización?	planta opere.				manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Puede haber derrame de residuos secundarios, lo que podría originar algún incendio en la zona de afectación	3	2	6		
	3. Drenado directo de parte del residuo de vacío a la línea de combustóleo.	3	2	6		
	4. Mayor flujo de materia hacia la planta de reducción de viscosidad, provocando saturación en el proceso y en consecuencia, se tendría que disminuir la actividad en las columnas de destilación	3	2	6		
2. ¿Falla el suministro de combustible en el horno de precalentado?	1. No se puede procesar el residuo de vacío por la falta de calor suficiente para alcanzar el nivel requerido para que el residuo se pueda coquizar	3	2	6	55. Revisar las líneas de suministro de combustible y válvulas de regulación que abastece al horno. También sería recomendable, considerar la actualización de sensores y controles automáticos en caso de que existan; de no ser así, instalar un sistema integral automatizado de monitoreo de las partes mecánicas de los procesos.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
3. ¿La temperatura dentro del horno no es la adecuada?	1. Si la temperatura se encuentra por debajo de los 482°C (900°F), el residuo no puede incinerarse para producir el coque.	3	2	6	55. Revisar las líneas de suministro de combustible y válvulas de regulación que abastece al horno. También sería recomendable, considerar la actualización de sensores y controles automáticos en caso de que existan; de no ser así, instalar un sistema integral automatizado de monitoreo de las partes mecánicas de los procesos.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Si la temperatura se encuentra por encima de los 510°C (950°F), se corre el riesgo de que el coque sea consumido y ocasionaría incendio dentro de la planta y el destilado generado por el proceso será de mala calidad como para integrarse en la planta de hidrot ratamiento.	4	1	4		
4. ¿Hay daño en alguno de los tambores de contención de coque?	1. Se puede derramar el coque en la planta, lo que implicaría costos para la limpieza y recuperación del material derramado	2	1	2	4. Mantenimiento periódico a las instalaciones de la planta	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
5. ¿Hay fracturas u obstrucción en la tubería de retroalimentación hacia el fraccionador desde los tambores de coque?	1. Desaprovechamiento de los materiales del coque para reciclarlos en la fraccionadora	2	1	2	4. Mantenimiento periódico a las instalaciones de la planta	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 8. Alquilación

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿No hay suficiente flujo de material para proceso en la planta (principalmente olofeínas: compuestos químicos que presentan un enlace doble carbono-carbono)?	1. Gasolinas de mala calidad, por lo que su octanaje es inferior a los establecidos en las normas internacionales	3	2	6	52. Verificar que los flujos de insumos a la planta sean constantes en cantidad y calidad según se indica en los procesos de ésta etapa de Refinación.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
					68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
2. ¿Se presenta alguna falla en alguno de los intercambiadores de calor?	1. Procesos incompletos de producción de aditivos que mejoren el desempeño de las gasolinas comerciales para vehículos automotores, principalmente	3	1	3	68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Contaminación por emanación de gases de efecto invernadero por la pobre combustión de las gasolinas que se enriquecen mediante éste proceso	3	1	3		
3. ¿El horno en el proceso de isodespojación se encuentra generando calor fuera del rango de operación?	1. Procesos incompletos de producción de aditivos que mejoren el desempeño de las gasolinas comerciales para vehículos automotores, principalmente	3	1	3	68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
4. ¿El catalizador (ácido fluorhídrico, en algunos casos se emplea al ácido sulfúrico) necesario para el proceso no es suficiente?	1. Procesos incompletos de producción de aditivos que mejoren el desempeño de las gasolinas comerciales para vehículos automotores, principalmente	3	1	3	68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Cuando se emplea como catalizador al ácido sulfúrico, las consecuencias pueden ser de mayor magnitud	4	2	8		
5. ¿Se presenta fuga del catalizador (ácido fluorhídrico, en algunos casos se emplea al ácido sulfúrico)?	1. En la piel de los seres humanos que tengan contacto con la sustancia, provoca quemaduras muy dolorosas que curan muy mal debido a que el calcio requerido para la cicatrización, reacciona con el ácido para formar fluoruro de calcio. Si el catalizador al evaporarse es aspirado o si salpica en los ojos, se debe de atender por médico de inmediatamente	4	2	8	69. Revisar el sistema de seguridad y riesgo laboral, por lo que se debe considerar contar con médico y equipo de salvamiento para atender emergencias e incidencias en el personal de la planta	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 8. Alquilación

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	2. Cuando se emplea como catalizador al ácido sulfúrico, las consecuencias pueden ser de mayor magnitud	4	2	8		
6. ¿Se presenta fractura o fatiga en la tubería que une al reactor con la despojadora?	1. Fuga de isobutano y materiales gaseosos más livianos y, dependiendo de las condiciones atmosféricas o en la planta se pudieran suscitar incendios y en caso extremo explosión por la volatilidad alta y punto de auto ignición baja de los materiales indicados	4	2	8	68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Cuando se emplea como catalizador al ácido sulfúrico, las consecuencias pueden ser de mayor magnitud	4	2	8		
7. ¿Se encuentran en condiciones óptimas los tanques de la isodespojadora, despropanizadora y despojadora de ácido fluorhídrico o en su caso, ácido sulfúrico?	1. Si se muestra alguna falla en las instalaciones de la isopropanadora, se presentará fuga de material produciendo incendio y en caso extremo explosión. Además, no se contará con materiales para la etapa de isomerización.	4	2	8	68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Si se presenta alguna falla en las instalaciones de despropanizadora, se presentará una fuga de isopropano, llevando consigo mezcla del catalizador (ácido fluorhídrico). Las consecuencias pueden ser fuga, incendio o explosión y una nube tóxica de ácido fluorhídrico.	4	2	8		
	3. Si se presenta alguna falla en la instalación de desalojo del catalizador, se presentará fuga de material tóxico; o bien, de propano y en caso extremo, de los dos materiales en forma simultánea. Las consecuencias son similares a los dos casos anteriores.	4	2	8		
	4. Cuando se emplea como catalizador al ácido sulfúrico, las consecuencias pueden ser de mayor magnitud	4	2	8		
8. ¿Hay alguna falla o fisura en alguno de los recipientes de	1. Se podría presentar fuga de material tóxico mezclado con gases de combustión; sólo de combustión; o bien, del catalizador	4	2	8	68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 8. Alquilación

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
asentamiento?	tóxico. En cualquiera de los casos, se puede suscitar fuga tóxica, incendios o explosiones.				calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Cuando se emplea como catalizador al ácido sulfúrico, las consecuencias pueden ser de mayor magnitud	4	2	8		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 9. Reformación

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿La bomba de nafta pesada desnaturalizada y se avería o falla?	1. La reformación no se puede llevar a cabo de manera eficaz pues no se cuenta con la materia prima suficiente para el procesamiento y producción de gasolinas enriquecidas con octanaje alto.	3	2	6	71. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas y bombas de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
2. ¿El precalentador de la nafta no aporta el calor establecido por las especificaciones?	1. Se requerirá de un mayor tiempo de calentamiento en el horno primario del proceso y por ende, de tiempo para que el proceso de reformación se complete de manera adecuada.	3	2	6	56. Monitoreo periódico del funcionamiento adecuado de los sensores y sistemas de control y de autorregulación de la planta.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
3. ¿Hay falla en la línea de suministro de hidrógeno?	1. No se podrá reaccionar adecuadamente la nafta en el primer reactor de la planta.	3	2	6	71. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas y bombas de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. La mezcla de nafta con hidrógeno, será pobre y como consecuencia, no se podrá llevar a cabo la rectificación de las gasolinas y por lo tanto, el octanaje que se agrega en este proceso no será completa	3	2	6		
4. ¿Se presenta alguna fuga de hidrógeno en la línea de mezcla con nafta?	1. Se puede producir una fuga de hidrógeno y podría conducir en explosión o fuego que pudiera afectar al resto de los procesos de Refinación	4	2	8	71. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas y bombas de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 9. Reformación

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
					supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
5. ¿La presión de entrada del hidrógeno es mayor a la especificada en la línea de mezclado?	1. Reflujo de nafta hacia la bomba de ingreso a la planta de reformación.	3	2	6	71. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas y bombas de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Fatiga de válvulas, tuberías o de la propia bomba	3	2	6		
	3. Fuga de hidrógeno que pudiera desencadenar en explosión o fuego que afectaría al resto de la planta de reformación y de la Refinería	4	2	8		
6. ¿La temperatura de la mezcla después del primer horno no es la adecuada?	1. Si la temperatura se encuentra por debajo de los 454°C (800°F), no se logra la mezcla heterogénea de la nafta y del hidrógeno, por lo que no se logra la evaporación total de ésta	3	2	6	72. Verificar periódicamente las condiciones de temperatura y estado en que se encuentran las instalaciones de la planta y en caso de fallas, actuar de manera oportuna para evitar efectos no deseados o adversos.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Si la temperatura se encuentra por arriba de los 537°C (1000°F), se puede presentar una sobrepresión en primer reactor de la planta.	4	2	8	73. Vigilar que la presión dentro del primer reactor, se encuentre siempre dentro de los límites de especificación (200 a 900 pstg)	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
7. ¿Se presenta solidificación de coque en las paredes de alguno de los reactores?	1. El catalizador utilizado para la reacción de rectificación se desactiva y ello conduce a un proceso ineficiente y costoso. Por consiguiente, la vida útil del equipo se ve mermada y las gasolinas y productos obtenidos a partir de la reformación se obtienen con rendimiento reducido.	4	2	8	74. Actualización de los programas de monitoreo y mantenimiento periódico a los rectores con la finalidad de asegurar que la operación de la refinación sea óptima y constante.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
8. ¿No opera de manera adecuada el intercambiador de calor de alimentación de nafta, mezcla con hidrógeno y de reintegración de los productos de la planta?	1. Se puede presentar el caso de que los productos obtenidos en la reformación, sean nuevamente incorporados como ingreso a la rectificadora y se podría tener una mezcla en el reactor primario con mayor concentración de hidrocarburos que de hidrógeno. En conjunto, se corre el riesgo de que el resto de las naftas ingresadas, no sean evaporizadas efectivamente y ello podría favorecer la acumulación de coque en los reactores y conductos de la planta de reformación	3	2	6	71. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas y bombas de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 9. Reformación

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
9. ¿La planta de hidrosulfuración se encuentra saturada?	1. El hidrógeno que se emplea en el proceso de reformación se encuentra con diferentes contenidos de azufre y al no poderse intercambiar adecuadamente para fines de purificación, se puede presentar una sobrepresión en el compresor de recirculación que podría provocar que el hidrógeno necesario para la mezcla del proceso se vea sobresaturado con hidrógeno saturado, así como un forzamiento hacia el tambor de flasheo. La sobrepresión que se generaría, si no se controla adecuadamente, podría desencadenar en una liberación del material mediante una fuga o una explosión en la planta.	4	2	8	75. Monitorear el comportamiento de las plantas que se encuentran relacionadas con el proceso de rectificación con la finalidad de que se sincronicen los flujos de hidrógeno y éste no afecte la operación de la planta, evitando con ello las condiciones indeseadas, ya descritas en las consecuencias detectadas	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
10. ¿El gasto de agua en los intercambiadores de calor del tambor de flasheo o en acumulador de evaporados no aporta la suficiente disipación de calor?	1. Se puede producir una sobrepresión en el tambor de flasheo o en el acumulador de evaporados. Esto traería consigo un posible aumento de presión en las unidades que podría desencadenar fatiga en las unidades y en las líneas de liberación de hidrógeno y de gases de combustión. En casos extremos, se pudiera producir fugas y consecuentemente algún tipo de incendio o explosión	3	2	6	57. Monitorear el comportamiento de los intercambiadores de calor dentro del tambor de flasheo y del acumulador de evaporados con la finalidad de actuar de manera oportuna ante situaciones que han sido identificadas en las consecuencias por su mala operación.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
11. ¿Se encuentra saturado el estabilizador?	1. No se tiene la posibilidad de poder absorber los gases ligeros de residuo para procesamiento adicional que traería como consecuencia una acumulación superior de gases en el acumulador de evaporados y se estaría forzando a la bomba de reciclaje de residuos ligeros y parte de éstos gases se podrían perder en forma de fuga con su consecuente riesgo de incendio o explosión.	3	2	6	58. Monitorear sistemáticamente el comportamiento del estabilizador y de sus bombas de reintegración con la finalidad de que las operaciones complementarias de la planta, se sincronicen y no se desfasen las operaciones conjuntas de la planta.	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Si el estabilizador se encuentra saturado, el material que se bombea hacia el rehervidor quedaría estancado por lo que se estaría consumiendo combustible sin razón y el calor del material que se encuentra pendiente por ingresar al estabilizador aumenta de temperatura en forma	3	2	6	59. Revisar y recalibrar los sensores y mecanismos de control de la planta con el sistema de control integral de la Refinería	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 9. Reformación

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	importante.					
12. �El rehervidor de gasolina reformada no aporta el calor suficiente para la recirculación de gasolinas al estabilizador?	1. Se ingresa material condensado y sin la temperatura necesaria al rehervidor. Por lo que se presentaría un reciclamiento ineficiente por el reciclaje constante de la materia terminada	3	1	3	59. Revisar y recalibrar los sensores y mecanismos de control de la planta con el sistema de control integral de la Refinería	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 10. Isomerización

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. �La temperatura de los cortes para proceso es menor a 70�C?	1. El material no es apto para isomerizarse y obtener a partir de éste aditivos de mejora de octanaje de las gasolinas. En consecuencia, se espera un pobre rendimiento de proceso y reducción de producción de gasolinas de alto octanaje	3	2	6	53. Revisar los sistemas de control automático si es que existen; de lo contrario, es aconsejable implementar un sistema de monitoreo automático con la finalidad de reducir los riesgos y fallas de los equipos de Refinación	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
2. �Se emplea como catalizador a base de cloruro de aluminio?	1. Conduce a una baja selectividad del proceso que llegan al dar reacciones secundarias como el craqueo y corrosión por formación de ácido clorhídrico	3	2	6	54. Se sugiere utilizar otro tipo de catalizadores para evitar los riesgos de corrosión y de retardo en la reacción química en la planta. Por ejemplo, se utiliza como un mejor catalizador al óxido de aluminio o el paladio. Ambos tienen como desventaja una temperatura del orden de 300 a 400�C para obtener buenos rendimientos	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

3. ¿Los materiales de ingreso a la planta contienen impurezas como azufre, hidrógeno y oxígeno?	1. Daño importante al catalizador	4	1	4	38. Tratar a la carga de la planta antes de comenzar el proceso para quitarle los elementos indicados.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
4. ¿Se presenta alguna avería o falla en las bombas, válvulas o tuberías de la planta?	1. Paralización del proceso de isomerización que provocaría que se deje de obtener isobutano, necesario en la planta de alquilación y por ende, el rendimiento en la producción de gasolinas con mayor índice de octanaje se vería mermada	4	1	4	70. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
5. ¿Falla el compresor de hidrógeno?	1. Disminución de hidrógeno para la operación de la planta.	4	1	4	70. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Podría haber un contenido de agua mayor agua en las fracciones de hidrógeno	4	1	4		
6. ¿No opera adecuadamente el secador de nafta?	1. Productos de baja calidad en el proceso y por lo tanto, una pérdida en la calidad y cantidad de isobutano	4	1	4	70. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
7. ¿Hay alguna avería en los secadores del nafta o de hidrógeno?	1. Podría provocar fuga y liberación del nafta. El derrame ocasionaría un incendio tipo charco en caso de que las condiciones atmosféricas y del entorno se alcancen puntos de auto ignición o bien, que se encuentre una fuente de fuego. En caso de fuga de hidrógeno, se liberaría como una nube que es muy reactiva y pudiera provocar alguna explosión.	4	3	12	70. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
8. ¿Los intercambiadores de calor en los reactores y separador de gases no aporta el calor suficiente o no alcanza reintegrar los gases del proceso?	1. No se logra el alcanzar el proceso de isomerización en las naftas de ingreso a la planta; pudiera generar una sobrepresión dentro de los reactores o en el separador de gases	3	3	9	70. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Fugas de material en estado gaseoso de hidrogeno o de gases de refinería que pudieran generar nube tóxica, incendios o explosiones dependiendo de las condiciones atmosféricas	3	3	9		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 11. Teramil Metil Éter (TAME) y Metil Terbutil Éter (MTBE)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿No hay suministro de isobuteno a la planta?	1. La planta no puede operar, pues el isobuteno (C4), es el componente principal del proceso. Al no contarse con MTBE suficiente, las gasolinas que son reformadas en la Alquilación se verán reducidas en su producción	3	2	6	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
2. ¿No hay suministro de Etanol?	1. La planta no puede operar, pues el Éter es la sustancia complementaria de producción del MTBE	3	2	6	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
3. ¿Se presenta alguna avería o fatiga en los conductos de alimentación hacia el reactor de la mezcla?	1. No puede iniciarse el proceso mezcla física para que el reactor comience a operar	3	2	6	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
4. ¿No hay suficiente calor en la mezcla dentro del reactor?	1. La planta no puede operar hasta que existan las condiciones necesarias para la operación de la planta.	3	2	6	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Las bombas del isobuteno y del éter podrían encontrarse bombeando material sin que haya flujo dentro del reactor, lo que pudiera provocar fatiga en tuberías o en las mismas bombas.	4	1	4		
5. ¿Se presenta alguna falla en reintegrador de mezcla de reacción?	1. La bomba de reintegración de material reaccionado, no se está reciclando en el reactor, que pudiera traer consigo material sin una reacción eficiente y suficiente para la planta y los procesos subsecuentes	3	2	6	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
	2. Si la falla es por una mala reacción, la corriente de la mezcla que no completa la reacción, se envía a una sección de recuperación de etanol. Esta situación generará el consumo de combustible y reduce la capacidad de proceso en la planta	3	2	6		

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 11. Teramil Metil Éter (TAME) y Metil Terbutil Éter (MTBE)

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	y retarda las operaciones en las plantas subsecuentes					
6. ¿Hay exceso de material terminado en la columna de purificación?	1. La mezcla producida se saturaría y ejercería fuerza des empuje en el tope de la columna que podría forzar al intercambiador de calor que une a la columna de purificación y el tambor de concentración de butenos gastados lo que pudiera provocar ruptura en tuberías y derrame de la mezcla que pudiera conducir a un incendio por la volatilidad del MTBE	4	2	8	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
7. ¿Se presenta exceso de material en el tambor de recuperación de gases gastados?	1. La sobrepresión que se presentase en el tambor empujaría a parte del gas hacia la conducción de liberación de los gases o hacia la combustión para la calefacción en los procesos de la refinería. También se puede empujar al material excedente hacia la columna de purificación	3	2	6	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
8. ¿Hay exceso de hidrogeno en la planta mezclado con el producto terminado?	1. Se tiene que hacer uso de un procedimiento de deshidrogenización, cuyo material liberado se debe de reincorporar a la columna de purificación. Esto traería consigo un retraso en la producción del MTBE y en los procesos subsecuentes de la planta.	3	2	6	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
9. ¿Hay ruptura, falla o fatiga en la conducción del MTBE hacia los procesos subsecuentes?	1. Por la alta volatilidad del MTBE, se puede provocar un derrame y una evaporación relativamente corta y, si las condiciones en el entorno son propicias, se suscitara un incendio que pudiera afectar otras zonas de procesos en al Refinería	4	2	8	78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 12. Recuperación y endulzamiento de gas saturado

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
1. ¿Hay alguna avería, fatiga o ruptura en las tuberías de recolección de gases amargos en los procesos de refinación?	1. Se podría presentar fugas, incendios o explosiones a causa de liberación de los materiales que son muy volátiles e inestables.	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
2. ¿Hay alguna avería, fatiga o descompostura en alguna de las válvulas de conducción de los gases a los depósitos para su uso o distribución?	1. Se podría presentar fugas, incendios o explosiones a causa de liberación de los materiales que son muy volátiles e inestables.	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
3. ¿Hay exceso de gases en los depósitos del material?	1. Una sobrepresión pudiera provocar una saturación en los demás procesos, lo que traería consigo demoras para el drenado de los materiales para disposición	3	2	6	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
	2. Si hubiera alguna avería en los depósitos, se pudiera presentar fuga, incendio y explosiones, que en el caso más severo pudiera ser de la naturaleza y comportamiento de una BLEVE.	4	2	8		
	3. Si ocurriera una BLEVE, el efecto de la dispersión de los materiales como proyectiles podrían afectar a depósitos, tanques, tuberías y columnas en general, cuya afectación pudiera desencadenar un escenario de riesgo demasiado severo	3	3	9		
	4. Si no ocurre ninguno de los escenarios previos, a propósito de mantener operando la planta y para que no se llegue al riesgo citado, se estaría liberando parte de la carga hacia el sistema de liberación y venteo y para su consumo en los hornos dentro de los diferentes procesos	2	4	8		
4. ¿El material contenido en los depósitos se encuentra suficientemente puro?	1. Si es el caso, se pudiera tener una mezcla de gases para consumo final con gases amargos y si hubiera una liberación o fuga, se corre los riesgos que se han	4	2	8	76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones)

Sistema: 1. Refinería de Petróleo

Subsistema: 12. Recuperación y endulzamiento de gas saturado

What ifs	Consecuencias	Matriz de Riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	F	CR		
	identificado en el punto previo; adicionalmente, se estaría en condiciones de presentarse una fuga de materiales corrosivos o nocivos en forma de nube tóxica.				los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Anexo C: Resultados del análisis HAZOP del proceso de isomerización

Nodo: 1. Línea de suministro C₅/C₆
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	CR		
1. Bloqueo	1. Paro de la planta	2	3	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Ruptura de tubería o válvula	1. Paro de la planta	3	2	6	2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones
3. Fuga de material	1. Fuga y derrame de hidrocarburos que pudieran desencadenar en incendio que afectaría a las instalaciones contiguas a la planta de isomerización	3	3	9	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno. 2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones
4. Falle en el equipo	1. Paro de la planta	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
5. Presión diferencial incorrecta	1. Paro de la planta	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno. 2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 1. Línea de suministro C₅/C₆
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	CR		
1. Aumento de la capacidad de bombeo del material para procesar	1. Forzamiento del caudal de material requerido en el tanque de secado que pudiera producir una ruptura de tuberías o falla en el proceso de secado	3	2	6	2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones
	2. Liberación del material que pudiera desencadenar un incendio de charco o una explosión por	4	2	8	3. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 1. Línea de suministro C₅/C₆
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	sobrepresión					
2. Suministro simultáneo de varias válvulas	1. Forzamiento del caudal de material requerido en el tanque de secado que pudiera producir una ruptura de tuberías o falla en el proceso de secado	3	2	6	4. Revisar que el material que se suministra a la planta provenga de una sola planta (unidad de hidrosulfuración, fuente externa de nC4 o unidad de alquilación)	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	2. Liberación del material que pudiera desencadenar un incendio de charco o una explosión por sobrepresión	4	2	8	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 1. Línea de suministro C₅/C₆
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fallas en la bomba	1. Paro de la planta	2	3	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Dren con fugas	1. Liberación del material que pudiera desencadenar un incendio de charco o una explosión por sobrepresión	4	2	8	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 1. Línea de suministro C₅/C₆
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Diferencial de presión incorrecta	1. Concentración alta de presión por material que no puede procesarse	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
	2. Fatiga en la bomba E-6 por exceso de material en el secador E-2 y en las tuberías que los unen	4	3	1 2		
ci2. Operación incorrecta	1. El material se está liberando entre las plantas de	3	2	6	2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las	Ingeniero de

Nodo: 1. Línea de suministro C₅/C₆
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	suministro y la planta de Isomerización				instalaciones y procesos de la Refinería	Operaciones
	2. Pudiera presentarse incendio de charco o explosión por concentración del material succionado	4	2	8		
3. Inversión en las bombas de suministro	1. Reflujo de material en la planta de hidrodesulfuración, que pudiera desencadenar una liberación mayor de materiales como sustancias corrosivas, amoníaco y en el peor de los casos, una BLEVE por sobrepresión y falla de tuberías y contenedores	4	2	8	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
	2. Sobrepresión en la planta de alquilación que pudiera desencadenar en la disminución de la capacidad de procesamiento de la planta y por consiguiente, la disminución en la producción de gasolinas de alto octanaje	3	3	9	2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Sobrepresión térmica	1. Fatiga o daño en la bomba, lo que podría derivar en fractura en las tuberías o en la válvula y consecuentemente liberación y una posible UVCE por el calor del material	4	2	8	6. Asegurarse que los materiales de suministro a la planta de isomerización se encuentren en la temperatura y presión adecuadas y el depósito de secado opere de manera adecuada.	Ingeniero de Operaciones
					1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Espumoso	1. El material se encuentra agitado y se puede deber a que hay una infiltración de aire o de algún otro material gaseoso ajeno a los procesos previos o del tanque de secado	3	2	6	7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Fuego externo	1. Posible afectación a las instalaciones. Las afectaciones son delicadas porque en ese proceso se trabaja con materiales altamente inflamables e inestables como el hidrógeno en su estado gaseoso a presiones considerables	4	2	8	7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
4. Cambios de viscosidad	1. El cambio de estos parámetros puede deberse a que	4	2	8	7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a	Ingeniero de proyecto,

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
o densidad	en los procesos previos o en el tambor de secado se mezclen otros materiales ajenos al proceso de isomerización.				operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Condiciones de fuego	1. Se presentan condiciones propicias para que el C ₅ /C ₆ se mezcle con oxígeno, lo que conduciría en una propagación del fuego al resto de la planta con todo y sus consecuencias	3	3	9	7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Sedimentación	1. El material de ingreso al proceso procede de un ambiente con impurezas que provocaría que se presenten condiciones de sedimentación o de taponamiento en los conductos del proceso	3	3	9	8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Fuga no detectada	1. El material fugado se pudiera estar drenando al sistema general de venteo de la Refinería. De presentarse esta situación, se pude generar una sobrepresión en la liberación y el líquido que se está quemando caería como lluvia ardiente	4	2	8	8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	2. Se pudiera estar derramando dentro de las columnas sin que haya detección del mismo	4	2	8		
	3. Bajo rendimiento en el proceso	3	1	3		

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. Por contaminación en el insumo de la planta por	3	2	6	7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a	Ingeniero de proyecto,

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	causas no consideradas en el proceso o por algún accidente.				operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	2. Sedimentación o aumento de viscosidad por la mezcla con otros materiales no considerados en el proceso y por causas ajenas al proceso mismo	3	2	6		
2. Ruptura de tuberías o válvulas	1. Liberación del material por fractura o desgaste de las tuberías o de las válvulas de suministro previas en el proceso. La liberación pudiera desencadenar en un incendio de charco o explosión por acumulación de material liberado	3	3	9	7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Falla en el equipo	1. Paro parcial o total de la planta cuyo efecto se vería reflejado en una disminución en la producción de gasolinas de alto octanaje en la Refinería	3	4	1 2	9. Revisión periódica del funcionamiento adecuado de transductores y sensores del sistema automatizado de control y vigilancia	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica e Ingeniero de Seguridad

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fallas en la bomba	1. Retraso o demora en las operaciones de la planta con una disminución de producción de gasolinas de alto octanaje	2	2	4	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Válvula sin apertura suficiente	1. Retraso o demora en las operaciones de la planta con una disminución de producción de gasolinas de alto octanaje	2	2	4	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento de la presión de succión	1. Se presenta un aumento en la temperatura del horno de precalentado del reactor primario, lo que implicaría que un aumento en la succión de material hacia reactor	3	3	9	10. Verificación de los parámetros de operación de cada una de las etapas de la planta de isomerización con el fin de garantizar que el flujo de hidrógeno limpio y de reciclaje sea el adecuado al gasto de material C/C6 del proceso	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánico
	2. El flujo de hidrógeno de mezcla para el proceso de isomerización es mayor que el que aporta la presión de la bomba	4	2	8		
2. Fugas en el tubo intercambiador	1. Liberación de material secado y/o de hidrógeno. Esto pudiera desencadenar una fuga y derivar en un incendio tipo charco y en el caso de que la mezcla con hidrógeno sea suficiente, se puede desencadenar un incendio y explosión tipo UVCE	3	3	9	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 2. Bomba de suministro C₅/C₆ secado
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Diferencial de presión incorrecta	1. La cantidad de hidrógeno que se suministra al proceso llega con una presión mayor a la que la bomba impulsa al material del proceso y pudiera causar una sobrepresión en la sección previa a la bomba. Como consecuencia pudiera desencadenar fatiga o ruptura del tanque de secado, en la tubería de alimentación a la planta o en las instalaciones de los procesos previos	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Operación incorrecta	1. Falla en la operación de la planta, con paro total o parcial de la planta y la alteración en la capacidad de producción de gasolinas de alto octanaje	3	3	9	9. Revisión periódica del funcionamiento adecuado de transductores y sensores del sistema automatizado de control y vigilancia	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica e Ingeniero de Seguridad
3. Falla de la bomba	1. Falla en la operación de la planta, con paro total o parcial de la planta y la alteración en la capacidad de producción de gasolinas de alto octanaje	3	3	9	9. Revisión periódica del funcionamiento adecuado de transductores y sensores del sistema automatizado de control y vigilancia	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica e Ingeniero de Seguridad

Nodo: 3. Juntura de materiales
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 3

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Sobrepresión térmica	1. Fractura de la juntura entre el conducto de la bomba E-6 y la incorporación de la misma con el secador E-1 que recolecta al hidrógeno requerido en la planta	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Liberación de gas	1. Fatiga, ruptura y posible fuga de materiales altamente inflamables e inestables que pudiera desencadenar un efecto dominó en el resto de la planta y de otros procesos	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 3. Juntura de materiales
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 3

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Ruptura de tuberías o válvulas	1. Derrame de materiales petrolíferos en fase líquida o liberación de hidrógeno en estado gaseoso que podría provocar una afectación significativa en la operación normal de la planta y la eficacia de los procesos productivos asociados a la planta	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Fuga grande	1. Derrame de materiales petrolíferos en fase líquida o liberación de hidrógeno en estado gaseoso que podría provocar una afectación significativa en la operación normal de la planta y la eficacia de los procesos productivos asociados a la planta. Los efectos serían más severos en relación a las consecuencias relacionadas	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Falla de equipo	1. Afectación en la producción y la probabilidad de afectación se incrementa considerablemente	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
4. Error en el aislamiento	1. Afectación en la producción y la probabilidad de afectación se incrementa considerablemente	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 18. Se sugiere considerar la implementación de materiales e instrumentos de tecnología reciente con la finalidad de	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero

Nodo: 3. Juntura de materiales
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 3

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
					eficientar los procedimientos de los procesos de la planta	de Tuberías / Mecánica e Ingeniero de Seguridad

Nodo: 3. Juntura de materiales
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 3

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fugas en las líneas	1. Derrames que pudieran conducir en el derrame de hidrocarburos e hidrógeno en fase gaseosa con un escenario de incendio tipo charco	3	3	9	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	2. Si la disminución el flujo corresponde al hidrógeno de proceso, no se logrará la reacción de los catalizadores en los reactores y por ende, las gasolinas al final del proceso, no se encontrarán dentro de los límites del proceso	3	2	6		
2. Fallas en la bomba	1. Paro parcial o total de la planta cuyo efecto se vería reflejado en una disminución en la producción de gasolinas de alto octanaje en la Refinería	2	2	4	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 3. Juntura de materiales
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 3

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Incremento en la presión de succión	1. Al presentarse un aumento en la presión en la corriente de hidrocarburos suministrados por la bomba E-6, se produce una corriente de succión mayor que no compensa la capacidad de gasto del hidrógeno	2	2	4	11. Revisión de procedimientos establecidos de manera constante para que se garantice el equilibrio de entradas y salidas dentro de la planta de isomerización y así evitar problemas de seguridad y operación	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica e Ingeniero de Seguridad
	2. Si la presión es demasiado alta y los flujos no son constantes, pudiera ocurrir una ruptura en la juntura que conduciría a la liberación de material presurizado y podría desencadenar un incendio tipo charco, una liberación presurizada tipo UVCE por la cantidad de	3	3	9		

Nodo: 3. Juntura de materiales
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 3

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	hidrógeno en estado gaseoso con una explosión en el peor de los casos					

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Ruta equivocada	1. Si el flujo de material es alto y el del hidrógeno, se pudiera conducir hacia el secador de hidrógeno y no hacia la el intercambiador de calor E-7	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Ruptura de tuberías, válvulas o contenedores	1. Si el flujo de realimentación del reactor primario es nulo o si se presenta una ruptura en las líneas de conducción previas, se presentan condiciones de riesgo y de paro de los procesos y por consecuencia, los procesos en serie previos, tendrán que reducirse en sus operaciones	3	3	9	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Fuga grande	1. Riesgo de que la fuga pueda desencadenar en un incendio de charco y De acuerdo con las condiciones den entorno y la concentración de los materiales, un fuego tipo charco o una explosión que pudieran afectar a la planta de isomerización	3	3	9	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
4. Falla en el equipo	1. Efectos diversos dentro de la Refinería y de sus procesos. Por consiguiente, se corre el riesgo de que el proceso de la planta se detenga y con ello se reduce la eficiencia de operación y su rendimiento económicamente hablando.	3	3	9	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Ruta equivocada	1. Si el flujo del material procesado por el reactor primario es mayor que el flujo de entrada o del	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	hidrógeno, el mismo se pudiera conducir hacia cualquiera de las dos fuentes de alimentación del proceso. Sus consecuencias se verían reflejadas en un riesgo mayor en la planta y en la capacidad de producción				contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	2. Si el flujo procesado en el reactor primario es mayor que el proveniente de alimentación a la planta, entonces, el flujo se mezclara con el proveniente de entrada y se conducirá al reactor secundario de manera heterogénea	3	3	9		
	3. Si el reactor secundario se encuentra con material pendiente de proceso en cantidad, el flujo se conduce hacia el horno de precalentado del reactor primario lo que aumentaría la temperatura del proceso y podría aumentar la temperatura en este punto, desencadenando peligros de incendio y explosión tipo UVCE o de charco	4	2	8		

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Incremento en la capacidad de succión	1. Pudiera concentrarse una mayor cantidad de materiales en diferente composición, presión y temperatura. El gasto que se registre pudiera fatigar el intercambiador y con el tiempo rupturas, fuga de material y vapores a diferentes presiones	4	2	8	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Falla en el control	1. Escenarios de riesgo de diferente magnitud y consecuencias, dependiendo de la severidad de los eventos que se desencadenarían	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Efecto sifón	1. Si las bomba de succión se detienen por alguna razón, la inercia del flujo de materiales en el intercambiador conducirá a que el flujo siga corriendo y dependerá de la cantidad de materiales que fluyen como para determinar el impacto que ejercerá en el resto del sistema	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Dos vías de flujo	1. Los mecanismos de control de flujo de ingreso al horno de precalentado del reactor primario o del control de la bomba E-6, podrían generar condiciones para que los materiales fluyan a en sentido contrario, por lo que la eficacia de la planta podría verse reducida	3	2	6	13. Asegurar que la planta se encuentre operando de manera adecuada a los procedimientos establecidos en su diseño. De ser necesario, realizar las acciones necesarias para garantizar su operación de manera estructural u operativa, con el apoyo de un sistema de mantenimiento eficiente y actualizado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad	
		S	R	C R			
1. Problemas en aumento	1. Afectación importante al intercambiador de calor que podría desencadenar en fatiga, ruptura y fuga de los materiales concentrados en el punto. Se presentaría en el peor escenario una liberación presurizada de materiales altamente inflamables y desencadenaría incendios de tipo UVCE o una explosión que también podría afectar a otros procesos dentro de la Refinería y una pérdida del rendimiento de la planta.	3	3	9	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones	
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta		Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					14. Revisión de los procedimientos de seguimiento y de seguridad de los procesos		
2. Sobrepresión térmica	1. Fatiga o ruptura en las tuberías y el intercambiador de calor que pudiera conducir a condiciones críticas de operación y riesgo en procesos, planta y Refinería con consecuencias de riesgo extremo (incendios y explosiones)	3	3	9	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad	
3. Fuego externo	1. Aumento de temperatura y presión en la planta de manera considerable que podría responder de la misma manera al evento desencadenador y verse comprometida la operación de la planta y su producción	4	2	8	13. Asegurar que la planta se encuentre operando de manera adecuada a los procedimientos establecidos en su diseño. De ser necesario, realizar las acciones necesarias para garantizar su operación de manera estructural u operativa, con el apoyo de un sistema de mantenimiento eficiente y actualizado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad	

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga no detectada	1. Derrames que pudieran conducir en el derrame de hidrocarburos e hidrógeno en fase gaseosa con un escenario de incendio tipo charco	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Fuga de gases	1. Descompresión de la planta que provocaría una baja del rendimiento de la planta y pérdidas económicas por ello	3	3	9	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
	2. Los gases liberados pudieran ser hidrocarburos gaseosos, hidrocarburos líquidos en fase gaseosa o hidrógeno. En los primeros dos casos, se puede presentar un incendio tipo bola y en el último una nube tóxica	3	2	6		

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 7. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Falla en refrigeración por agua	1. Incremento de presión en el sistema de enfriamiento en el intercambiador de calor que pudiera provocar el cambio de fase líquida a gaseosa de la mezcla de los hidrocarburos y del hidrógeno que pudiera provocar saturación en el sistema, fatiga y eventualmente, exposición súbita en la planta, así como una explosión y liberación de materiales dentro de la planta que afectaría a la Refinería y a la productividad de manera integral	3	3	9	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
					16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	
2. Fuego interno	1. Falla general de la planta que podría desencadenar en una conflagración general	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Falla de la instrumentación y control	1. Incremento del riesgo de peligros de mayor afectación para la planta y la Refinería	4	3	12	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 8. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Reducción de presión	1. Se puede deber a una falla en el proceso dentro de la planta o de otros sistemas complementarios de la Refinería. Sus afectaciones pudieran traer como consecuencias, afectaciones a la misma planta y a la productividad de la misma (efecto dominó)	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Falla en alguno de los tubos del intercambiador	1. Riesgo de avería mayor y de pérdida de eficiencia y productividad en la planta, procesos complementarios y en las instalaciones de la Refinería	3	2	6	8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 4. Intercambiador de calor de la mezcla de materiales
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 9. Concentración de contaminantes

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Presencia de impurezas en la corriente	1. Obstrucción en los conductos de la planta, corrosión y con ello se pudiera generar una fatiga o fuga cuyo desenlace podría ser una concentración presurizada de materiales con una fuga o explosión	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 5. Horno
 Tipo: Horno
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Falla en el control del calentador	1. Al no tener un sensor calibrado que asegure la temperatura tope según el diseño del horno (260°C = 500°F), la mezcla de proceso se encontrará por arriba del óptimo para asegurar la reacción química de catalización y por lo tanto, se presentarían condiciones de sobrepresión en las siguientes partes de la planta	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 5. Horno
 Tipo: Horno
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	2. Al presentarse el sobrecalentamiento, se pueden forzar las tuberías, válvulas, bombas y demás equipos de control y conducción en la planta y se presentaría un escenario de fuego o de explosión.	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
	3. La eficacia del catalizador en el reactor primario y secundario se vería reducida considerablemente, por lo que la calidad y cantidad de gasolina producida no será especificada para los procesos de la planta	4	2	8		
2. Fallas de control de reacción	1. Al presentarse el sobrecalentamiento, se pueden forzar las tuberías, válvulas, bombas y demás equipos de control y conducción en la planta y se presentaría un escenario de fuego o de explosión.	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 5. Horno
 Tipo: Horno
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Reducción de presión	1. Forzamiento de los sistemas de suministro y control de materiales de proceso, que al no alcanzar la temperatura mínima de operación (232°C=450°F) lo que impedirá la reacción química del catalizador en el reactor primario y secundaria que traerá consigo una pérdida de producción y productividad de la planta y de la calidad de las gasolinas en la Refinería	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Falla de la instrumentación y control	1. Al no presentarse el nivel de calor necesario para el proceso, se pueden forzar las tuberías, válvulas, bombas y demás equipos de control y conducción en la planta por el esfuerzo y fatiga del sistema que podría presentar un derrame de materiales líquidos o una liberación moderada que afectaría a la productividad de la planta	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 5. Horno
 Tipo: Horno
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Sobrepresión térmica	1. La sobrepresión que se registraría, trataría de empujar el material calentado hacia el reactor primario que lo pudiera fatigar o forzar para su operación y que pudiera dañarlo y eventualmente producir una fuga de materiales en ebullición en fase gaseosa y escurrimiento en fase líquida altamente inflamable con sus efectos indeseables	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Liberación de gas	1. Si la concentración y presión son altas, pudiera presentarse una fuga de vapor de hidrógeno, que pudiera reaccionar con sustancias suspendidas en el entorno y en las condiciones necesarias se produciría una reacción química que pudiera formar sustancias tóxicas y/o corrosivas	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 5. Horno
 Tipo: Horno
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga no detectada	1. Riesgo de que la fuga pueda desencadenar en un incendio de charco y De acuerdo con las condiciones del entorno y la concentración de los materiales, un fuego tipo charco o una explosión que pudieran afectar a la planta de isomerización	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Liberación de gas	1. Riesgo de que la fuga pueda desencadenar en un incendio de charco y De acuerdo con las condiciones del entorno y la concentración de los materiales, un fuego tipo charco o una explosión que pudieran afectar a la planta de isomerización	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Problemas en aumento	1. Inestabilidad en los procesos de la planta, los problemas que se presenten en cualquiera de los procesos podría desencadenar un efecto dominó y por consiguiente un riesgo mayor a cualquier proceso	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
2. Aumento de concentración de gas	1. Aumento de presión en el reactor 1 que pudiera empujar el material en reacción hacia el intercambiador de calor. Las consecuencias del aumento de presión en el intercambiador, ya se describió en el nodo 4	4	2	8	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
					10. Verificación de los parámetros de operación de cada una de las etapas de la planta de isomerización con el fin de garantizar que el flujo de hidrógeno limpio y de reciclaje sea el adecuado al gasto de material C/C6 del proceso	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánico
3. Sobrepresión térmica	1. Conduce a los efectos de la consecuencia 1 de la causa 2	4	2	8	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
					10. Verificación de los parámetros de operación de cada una de las etapas de la planta de isomerización con el fin de garantizar que el flujo de hidrógeno limpio y de reciclaje sea el adecuado al gasto de material C/C6 del proceso	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánico
4. Averías químicas	1. La eficacia del catalizador se disminuye y parte de éste se podría trasladar hacia el intercambiador de calor y de allí al reactor secundario, situación que provocaría un desbalance del catalizador y por lo tanto, no se podría asegurar que se haya efectuado la reacción de isomerización	4	2	8	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
					19. Realizar una vigilancia sistemática de los niveles de concentración de los catalizadores dentro de los procesos químicos en la Refinería en su conjunto.	Ingeniero de Operaciones
					20. Se sugiere que se integren procesos tecnológicos de vanguardia en los laboratorios de verificación de la Refinería y un sistema eficiente de información oportuno que permita reaccionar adecuadamente ante variaciones de los parámetros de los procedimientos	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica e Ingeniero de Seguridad
5. Fuego externo	1. Se puede presentar un efecto dominó, en caso de que otros procesos de la Refinería se encuentren en alguna situación de gravedad con las consecuencias que ya se han descrito relacionadas con seguridad dentro de la planta	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Condiciones de vacío	1. Falta de material en proceso para la retroalimentación del proceso hacia el reactor secundario, lo que podría forzar y fatigar al intercambiador de calor visto en el nodo 4 y a propio reactor secundario. Si se presentaran las condiciones propicias, en condiciones extremas, podría presentarse una implosión por diferencia de presión y concentración de materiales inflamables y reactivos en la planta.	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Flasheo térmico	1. Los productos del proceso se verán contaminados porque se ha sobrepasado la temperatura necesario para la reacción, que acarrea tras de sí, un flasheo de las gasolinas que ya han sido sometidas al proceso de flasheo en etapas previas dentro de la Refinería	4	2	8	21. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad de los productos terminados	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Falla en alguno de los tubos del intercambiador	1. Una contracorriente hacia el reactor por una presión superior en los flujos concentrados en el intercambiador de calor que pudiera afectar físicamente a la planta y conducir al derrame de material a medio tratamiento y la liberación en fase líquida y gaseosos de petroquímicos y de hidrógeno. Detendría la planta y se reduce la capacidad de proceso en la Refinería	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Fallas de control en la reacción	1. Concentración no determinada de reactor y la presencia de condiciones que no permiten dar seguimiento a los procedimientos de reacción en la planta.	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
3. Falla de la instrumentación y control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser	4	3	1 2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano				contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Reducción de presión	1. El material en reacción permanece más tiempo en el reactor primario, por lo que la temperatura que se requiere para la catalización disminuye y con ello la reacción química, situación que requerirá de mayor calor para el material que comenzó a reaccionar. Al llegar al intercambiador de calor, podría conducirlo directamente al reactor secundario y en el mejor de los casos, al reactor primario	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Pérdida de calor	1. La reacción del catalizador no llega a ser suficiente, por lo que si no se tiene un buen control de los flujos, el material sería canalizado directamente hacia el reactor secundario sin que se le agregue calor suficiente al material contenido en el reactor primario	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Falla de la instrumentación y control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las	4	3	1 2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	instalaciones de la Refinería y del capital humano			8	presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Material incorrecto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Especificación incorrecta o materia prima inadecuada	1. El suministro insuficiente de catalizador en el reactor primario, no generaría la reacción química suficiente como para que se lleve el 50% de la reacción en este punto. La pérdida de calor que implica la reacción, no garantiza que se pudiera realizar o completar la reacción en el reactor secundario	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Incremento en la capacidad de succión	1. Podría generar una corriente de cambio suficientemente rápida como para que el material en reacción no se encuentre el tiempo suficiente y la reacción no se logre en los niveles mínimos requeridos en las especificaciones del proceso.	3	3	9	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones
2. Falla en alguno de los tubos del intercambiador	1. Una contracorriente hacia el reactor por una presión superior en los flujos concentrados en el intercambiador de calor que pudiera afectar físicamente a la planta y conducir al derrame de	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica,

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	material a medio tratamiento y la liberación en fase líquida y gaseosos de petroquímicos y de hidrógeno. Detendría la planta y se reduce la capacidad de proceso en la Refinería				de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de Seguridad
3. Falla en el control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2		

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 7. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga de drenado	1. Escurrimiento de material en fase líquida de hidrocarburos y liberación atmosférica de las fracciones gaseosas que pudiera provocar incendios tipo charco, explosiones o liberación de materiales tóxicos	4	2	8	10. Verificación de los parámetros de operación de cada una de las etapas de la planta de isomerización con el fin de garantizar que el flujo de hidrógeno limpio y de reciclaje sea el adecuado al gasto de material C/C6 del proceso	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánico
					1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 8. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. Se produce una acumulación de materiales como los catalizadores en el tubo de drenado que pudiera acumularse y no permite el flujo hacia el	4	2	8	10. Verificación de los parámetros de operación de cada una de las etapas de la planta de isomerización con el fin de garantizar que el flujo de hidrógeno limpio y de reciclaje sea	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánico

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 8. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	intercambiador, lo que provocaría que no haya flujo de material procesado. El resto del sistema podría saturarse y eventualmente colapsar				el adecuado al gasto de material C/C6 del proceso 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Falla de equipo	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1 2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones

Nodo: 6. Salida del reactor primario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 9. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-3/6

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Efecto sifón	1. Se presenta un problema en las etapas previas del proceso. Desde el intercambiador de calor, se pudiera presentar un retroceso de materiales con las consecuencias que han descrito relacionadas con fuego y explosiones	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Falla en alguno de los tubos del intercambiador	1. Se suministra material para reacción con un nivel de temperatura por arriba del especificado en las condiciones de diseño del proceso; esta circunstancia pudiera desencadenar un flasheo térmico y no se	4	2	8	21. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	completa adecuadamente le proceso de isomerización				de los productos terminados	
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Falla en el control del calentador	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
3. Falla de la instrumentación y control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
				2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Reducción de presión	1. La mezcla de reacción para el logro de la isomerización completa no se encuentra a los niveles óptimos de temperatura para los cuales fue diseñada la planta. La reacción del catalizador no se terminará completamente y no se tendrá el producto suficiente en las condiciones deseadas.	3	2	6	13. Asegurar que la planta se encuentre operando de manera adecuada a los procedimientos establecidos en su diseño. De ser necesario, realizar las acciones necesarias para garantizar su operación de manera estructural u operativa, con el apoyo de un sistema de mantenimiento eficiente y actualizado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	2. Bajo rendimiento en el proceso	4	2	8	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
2. Falla en alguno de los tubos del intercambiador	1. En los procesos previos se presentó una falla con un flujo inverso posible que pudiera derramarse o fugarse en fase líquida o gaseosa, desencadenando incendios, explosiones o dispersión tóxica	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento de concentración de gas	1. En la mezcla de inicial de hidrocarburos y de hidrógeno, se presentó una mayor concentración del gas y, con el calentamiento y su reflujo en el intercambiador de calor E-7; estas condiciones aumentará la presión dentro del reactor secundario y el material no podrá ser drenado hacia el tambor de flaeo	3	3	9	22. Se sugiere agregar al proceso de flasheo adicional para aumentar la capacidad de recuperación del producto mejorado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Sobrepresión térmica	1. El proceso se encuentra rebasado por la capacidad de conducción de las gasolinas procesadas y de los gases de Refinación, por lo que se puede ver comprometida la capacidad de proceso.	3	2	6	22. Se sugiere agregar al proceso de flasheo adicional para aumentar la capacidad de recuperación del producto mejorado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Liberación de gas	1. Se ha ingresado más gas en la mezcla de procesamiento o la mezcla se encuentra con alto contenido de hidrocarburos ligeros (estado gaseoso). Las consecuencias son similares a las de la desviación 2	3	2	6	22. Se sugiere agregar al proceso de flasheo adicional para aumentar la capacidad de recuperación del producto mejorado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
4. Fuego externo	1. Se presentaría una atmósfera viciada y con una temperatura superior a la normal. Se pudiera presentar un efecto dominó en un escenario de incendio o de explosión en otros procesos en la Refinería	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					6. Asegurarse que los materiales de suministro a la planta de isomerización se encuentren en la temperatura y presión adecuadas y el depósito de secado opere de manera adecuada.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Reducción de presión	1. Esta condición se puede presentar debido a una caída repentina de temperatura o una fuga de materiales en fase líquida de hidrocarburos que vicia al proceso de la planta y mantiene por más tiempo al material en el reactor secundario. Los efectos esperados sólo son los relacionados al retraso en el proceso terminado	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
2. Liberación de gas	1. Si los gases son hidrocarburos ligeros, se puede presentar una fuga con incendio de bola de fuego	4	2	8	23. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
				6	programas de seguridad.	de Seguridad
3. Cambios de viscosidad o densidad	1. Esto se puede deber a que la mezcla se seca antes de entrar al reactor secundario y porque trae consigo material del catalizador. Como consecuencia de importancia que se puede presentar, se encuentra el paro total o parcial de la planta con sus respectivas consecuencias económicas.	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				6	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento en la capacidad de bombeo	1. Un mayor flujo disponible para procesarlo aumenta la presión dentro del reactor secundario. Si la presión del flujo continúa y la capacidad de la unidad de flasheo no desfoga el producto terminado, pudiera presentarse una sobrepresión con un estallido y liberación del contenido del reactor.	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				8	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
2. Cabezal reducido	1. Si el flujo enviado al reactor secundario es mayor que el que físicamente puede ingresar en el reactor secundario, se puede fracturar el ingreso al reactor por el esfuerzo mecánico que induce esta condición	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				6	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
3. Falla en el control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
				8	no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Restricción	1. No hay suficiente material que sea procesado en el reactor secundario y por ende, hay pérdida de eficacia en los procesos de la planta	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 7. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. Se puede deber a que el reactor secundario se encuentre completamente lleno y trae consigo el riesgo de que haya escurrimiento con un escenario de incendio o explosión	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Ruptura de tubería o válvula	1. Fuga de hidrocarburos en fase líquida o gaseosa con un posible incendio o explosión, situación que puede reducir la producción de gasolinas mejoradas	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 7. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
					programas de seguridad.	de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
3. Falla de equipo	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 8. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Efecto sifón	1. Una falla en el intercambiador de calor, podría conducir a una falta de flujo en el reactor secundario por falta de suministro suficiente en la entrada del proceso o por una falla o despresuración por fatiga de partes mecánicas	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
2. Operación incorrecta	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 7. Entrada del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 8. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/7

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento en la capacidad de bombeo	1. Mayor flujo en la planta que trae consigo un arrastre de los materiales. Hasta este punto, pudiera presentarse una condición de empuje y posiblemente no se pueda completar el proceso de reacción catalítica en las etapas previas.	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					21. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad de los productos terminados	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Falla en el control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2	21. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad de los productos terminados	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Restricción	1. Esta situación se presenta porque no hay capacidad suficiente como para drenar las gasolinas terminadas hacia el tambor de flasheo. Trae como consecuencia principal la falta de producir más de la capacidad conjunta de la planta.	2	2	4	13. Asegurar que la planta se encuentre operando de manera adecuada a los procedimientos establecidos en su diseño. De ser necesario, realizar las acciones necesarias para garantizar su operación de manera estructural u operativa, con el apoyo de un sistema de mantenimiento eficiente y actualizado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. Obstrucción en la salida del reactor secundario por acumulación de catalizador o porque hubo mezclado algún material ajeno al proceso. Este escenario traería consigo una reducción de la producción de la planta o de la detención del mismo	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Ruptura de tubería o válvula	1. Las consecuencias son similares a las de la desviación 1	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
3. Falla de equipo	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
					programas de seguridad. 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	de Seguridad Ingeniero de Operaciones

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Efecto sifón	1. Una despresuración en los reactores o en las etapas previas junto con fractura, derrames en fase líquida o gaseosa, podría desencadenar incendios o explosiones y con ello afectación a otras etapas de la Refinería y la disminución de la producción de gasolinas mediante isomerización	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Operación incorrecta	1. Se debe por la calidad de los insumos dentro del proceso, su mala calidad o si no se produjo la reacción completa, las gasolinas no cumplirán con los estándares de especificación del proceso.	3	2	6	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad. 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento de concentración de gas	1. Se requerirá de más procesos y recursos para poder tratar el gas excedente en el proceso.	2	2	4	4. Revisar que el material que se suministra a la planta provenga de una sola planta (unidad de hidrosulfuración, fuente externa de nC4 o unidad de alquilación)	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Sobrepresión térmica	1. Se debe al excedente de calor en la corriente de producto por falla en la operación del intercambiador de calor o en el horno. Si las etapas subsecuentes de los procesos no tienen la suficiente capacidad de evacuar los materiales obtenidos, puede haber fatiga o fractura en la instalación con las consecuencias que ya se han identificado en casos similares previamente.	2	2	4	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones

Nodo: 8. Salida del reactor secundario
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-4/8

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Dren con fugas	1. Fallas por fracturas, fugas, incendios o explosiones en las diferentes etapas del proceso de la planta o en su defecto, reducción de la cantidad de producto terminado.	2	2	4	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuego externo	1. Se puede presentar un efecto dominó en los procesos de la planta, por lo que se corre riesgo de incendios o explosiones en cadena, en el mejor de los casos se presentaría un paro total de la planta	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
				3	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Condiciones de vacío	1. Posible obstrucción en la conexión con la válvula de incorporación de hidrógeno	3	1	3	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				3	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Fuga no detectada	1. Posible fuga de magnitudes diversas, se corre el riesgo de que el gas liberado reaccione con los materiales y emisiones de los demás procesos de la Refinería	2	2	4	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				4	8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Falla en el control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano				contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Restricción	1. Si se limita el flujo de hidrógeno a la corriente de reflujo en la mezcla de la planta y si la válvula de remplazo de hidrógeno no opera adecuadamente, se tiene una mezcla pobre y pudiera no llevarse a cabo la reacción catalítica en los reactores de la planta	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					21. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad de los productos terminados	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. Si se limita el flujo de hidrógeno a la corriente de reflujo en la mezcla de la planta y si la válvula de	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	reemplazo de hidrógeno no opera adecuadamente, se tiene una mezcla pobre y pudiera no llevarse a cabo la reacción catalítica en los reactores de la planta				contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el reemplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					21. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad de los productos terminados	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Ruptura de tubería o válvula	1. Liberación de hidrógeno en estado gaseoso que podría generar una explosión o una nube potencialmente tóxica por su posible reacción con otros materiales y gases dentro de las instalaciones de la Refinería	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el reemplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
3. Falla de equipo	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1 2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el reemplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
					16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Efecto sifón	1. Se puede producir por una liberación rápida del	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para	Ingeniero de proyecto,

Nodo: 9. Integrador de Hidrógeno
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 9

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	material en la planta de estabilización o en su reflujo que ocasionaría una reacción retardada en la planta y en consecuencia no habría gasolinas suficientes de acuerdo con los estándares establecidos para la planta				garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Operación incorrecta	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1 2	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento en la capacidad de bombeo	1. La planta de suministro de hidrógeno se encuentra inyectando el gas a una presión alta que pudiera inducir una concentración alta del mismo en la mezcla para procesamiento en la planta. Si la presión de la corriente normal del gas en la planta es menor a la presentada en el suministro, se pudiera generar una presión que empujaría el hidrógeno hacia el tambor de flasheo	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Falla de la instrumentación y control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1 2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
				8	programas de seguridad. 16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	de Seguridad Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Válvula sin apertura suficiente	1. Reducción de disponibilidad de hidrógeno en la planta que provocaría que no hubiera una mezcla suficiente para la operación del proceso y se corre el riesgo de que no haya reacción suficiente en los procesos químicos de la planta. Si el flujo de salida del tambor de flasheo es mayor a la de la entrada de suministro de repuesto, pudiera presentarse la posibilidad de un flujo contrario hacia esta línea	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. No hay suministro de hidrógeno de repuesto, lo que provocaría que la mezcla para el proceso sea deficiente y por ende no se tendría la capacidad de producir las gasolinas suficientes y con los estándares establecidos para la planta	3	1	3	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Efecto sifón	1. Flujo de hidrógeno en la planta hacia la fuente de suministro de material de repuesto. Este escenario pudiera generar una falta de hidrógeno en las mezclas de procesamiento y en consecuencia, no se produciría gasolinas suficientes que cumplan los estándares de calidad de la planta	3	1	3	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2		Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Operación incorrecta	1. Reducción de disponibilidad de hidrógeno en la planta que provocaría que no hubiera una mezcla suficiente para la operación del proceso y se corre el riesgo de que no haya reacción suficiente en los procesos químicos de la planta. Si el flujo de salida del tambor de flasheo es mayor a la de la entrada de suministro de repuesto, pudiera presentarse la posibilidad de un flujo contrario hacia esta línea	4	3	1	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad. 16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2		Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
				3		Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Liberación de gas	1. una presión alta en el ingreso de hidrógeno en la planta pudiera ocasionar una concentración mayor en la mezcla del proceso que ocasionaría que las gasolinas que se obtienen en este proceso sean de una calidad fuera de los estándares de la planta.	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad. 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	3			Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad		
2. Fuego externo	2. Se pudiera generar un flujo inverso en la corriente del hidrógeno que ejercería presión en la salida del tambor de flasheo que lo pudiera dañar severamente y se podría generar derrames de material procesado y gases del proceso	3	1	3	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para	Ingeniero de Operaciones
	6			Ingeniero de proyecto, Ingeniero de		

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	podiera afectar a las líneas de suministro de hidrógeno a la planta				contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 10. Suministro de Hidrógeno repuesto
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 10

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga no detectada	1. Liberación de material en forma de nube que pudiera reaccionar con otros materiales y exposiciones de la liberación de gases y materiales en otros procesos y plantas de la Refinería. Sus consecuencias pudieran afectar bajo efecto dominó a la planta y sus procesos.	3	1	3	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad. 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones
2. Falla de la instrumentación y control	1. Reducción de disponibilidad de hidrógeno en la planta que provocaría que no hubiera una mezcla suficiente para la operación del proceso y se corre el riesgo de que no haya reacción suficiente en los procesos químicos de la planta. Si el flujo de salida del tambor de flasheo es mayor a la de la entrada de suministro de repuesto, pudiera presentarse la posibilidad de un flujo contrario hacia esta línea	4	3	1 2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad. 5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones

Nodo: 11. Tambor de flasheo
 Tipo: Recipiente de proceso
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-5

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Sobrepresión térmica	1. Se produce una presión extrema porque al ingresar material con temperatura media o alta, aumenta su calor en el en tanque de flasheo por la necesidad de más calor requerido en el proceso	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Fuego externo	1. Se generaría un efecto dominó por el que se concentraría una cantidad importante de calor y éste pudiera afectar a las líneas de suministro de hidrógeno a la planta	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 11. Tambor de flasheo
 Tipo: Recipiente de proceso
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-5

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga no detectada	1. Liberación de material en forma de nube que pudiera reaccionar con otros materiales y exposiciones de la liberación de gases y materiales en otros procesos y plantas de la Refinería. Sus consecuencias pudieran afectar bajo efecto dominó a la planta y sus procesos.	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 11. Tambor de flasheo
 Tipo: Recipiente de proceso
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-5

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuego externo	1. Se generaría un efecto dominó por el que se	4	2	8	24. Revisión de la operación correcta de la planta para	Ingeniero de proyecto,

Nodo: 11. Tambor de flasheo
 Tipo: Recipiente de proceso
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-5

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
	concentraría una cantidad importante de calor y éste pudiera afectar a las líneas de suministro de hidrógeno a la planta				garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Falla en el control del calentador	1. Riesgo de sobrepresión y de una posible fractura y fuga de material, incendios o explosiones	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 11. Tambor de flasheo
 Tipo: Recipiente de proceso
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-5

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Falla de la instrumentación y control	1. Problemas incuantificables e inesperados en los procesos de la planta, sus consecuencias pueden ser de magnitudes diversas y afectaciones a las instalaciones de la Refinería y del capital humano	4	3	1 2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 12. Intercambiador de calor de material procesado
 Tipo: Intercambiador de calor
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-11

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Ruptura de tuberías, válvulas o contenedores	1. El flujo de material se conduciría directamente a la estabilizadora, sin que se realice el cambio de calor requerido	3	3	9	32. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Fuga grande	1. Riesgo de que la fuga pueda desencadenar en un incendio de charco y De acuerdo con las condiciones del entorno y la concentración de los materiales, un fuego tipo charco o una explosión que pudieran afectar a la planta de isomerización	3	3	9	32. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Falla en el equipo	1. Efectos diversos dentro de la Refinería y de sus procesos. Por consiguiente, se corre el riesgo de que el proceso de la planta se detenga y con ello se reduce la eficiencia de operación y su rendimiento económicamente hablando.	3	3	9	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 12. Intercambiador de calor de material procesado
 Tipo: Intercambiador de calor
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-11

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Incremento en la capacidad de succión	1. Pudiera concentrarse una mayor cantidad de materiales a diferente presión y temperatura. El gasto que se registre pudiera fatigar el intercambiador y con el tiempo rupturas, fuga de material y vapores a diferentes presiones	4	2	8	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Falla en el control	1. Escenarios de riesgo de diferente magnitud y consecuencias, dependiendo de la severidad de los eventos que se desencadenarían	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 12. Intercambiador de calor de material procesado
 Tipo: Intercambiador de calor
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-11

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Efecto sifón	1. Si las bomba de succión se detienen por alguna razón, la inercia del flujo de materiales en el intercambiador conducirá a que el flujo siga corriendo y dependerá de la cantidad de materiales que fluyen como para determinar el impacto que ejercerá en el resto del sistema	3	2	6	32. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Dos vías de flujo	1. Los mecanismos de control de flujo de ingreso a la planta estabilizadora, podrían generar condiciones para que los materiales fluyan a en sentido contrario, por lo que la eficacia de la planta podría verse reducida	3	2	6	13. Asegurar que la planta se encuentre operando de manera adecuada a los procedimientos establecidos en su diseño. De ser necesario, realizar las acciones necesarias para garantizar su operación de manera estructural u operativa, con el apoyo de un sistema de mantenimiento eficiente y actualizado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 12. Intercambiador de calor de material procesado
 Tipo: Intercambiador de calor
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-11

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad	
		S	R	C R			
1. Problemas en aumento	1. Afectación importante al intercambiador de calor que podría desencadenar en fatiga, ruptura y fuga de los materiales concentrados en el punto. Se presentaría en el peor escenario una liberación presurizada de materiales altamente inflamables y desencadenaría incendios de tipo UVCE o una explosión que también podría afectar a otros procesos dentro de la Refinería y una pérdida del rendimiento de la planta.	3	3	9	5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones	
					32. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta		Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					14. Revisión de los procedimientos de seguimiento y de seguridad de los procesos		
2. Sobrepresión térmica	1. Fatiga o ruptura en las tuberías y el intercambiador de calor que pudiera conducir a condiciones críticas de operación y riesgo en procesos, planta y Refinería con consecuencias de riesgo extremo (incendios y explosiones)	3	3	9	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad	
3. Fuego externo	1. Aumento de temperatura y presión en la planta de manera considerable que podría responder de la misma manera al evento desencadenador y verse comprometida la operación de la planta y su producción	4	2	8	13. Asegurar que la planta se encuentre operando de manera adecuada a los procedimientos establecidos en su diseño. De ser necesario, realizar las acciones necesarias para garantizar su operación de manera estructural u operativa, con el apoyo de un sistema de mantenimiento eficiente y actualizado.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad	

Nodo: 12. Intercambiador de calor de material procesado
 Tipo: Intercambiador de calor
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-11

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga no detectada	1. Derrames que pudieran conducir en el derrame de gasolinas con mejora en octanaje con un escenario de incendio tipo charco	3	2	6	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
2. Fuga de gases	1. Descompresión de la planta que provocaría una baja del rendimiento de la planta y pérdidas económicas por ello	3	3	9	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
	2. Los gases liberados pudieran ser hidrocarburos gaseosos, hidrocarburos líquidos en fase gaseosa o hidrógeno. En los primeros dos casos, se puede presentar un incendio tipo bola y en el último una nube tóxica	3	2	6		

Nodo: 12. Intercambiador de calor de material procesado
 Tipo: Intercambiador de calor
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Alta temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-11

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Falla en refrigeración por agua	1. Incremento de presión en el sistema de enfriamiento en el intercambiador de calor que pudiera provocar el cambio de fase líquida a gaseosa de la mezcla de los hidrocarburos que pudiera provocar saturación en el sistema, fatiga y eventualmente, exposición súbita en la planta, así como una explosión y liberación de materiales dentro de la planta que afectaría a la Refinería y a la productividad de manera integral	3	3	9	1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Ingeniero de Operaciones
					16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	
2. Fuego interno	1. Falla general de la planta que podría desencadenar en una conflagración general	3	2	6	32. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
3. Falla de la instrumentación y control	1. Incremento del riesgo de peligros de mayor afectación para la planta y la Refinería	4	3	1 2	32. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 12. Intercambiador de calor de material procesado
 Tipo: Intercambiador de calor
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 7. Baja temperatura

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-11

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Reducción de presión	1. Se puede deber a una falla en el proceso dentro de la planta o de otros sistemas complementarios de la Refinería. Sus afectaciones pudieran traer como consecuencias, afectaciones a la misma planta y a la productividad de la misma (efecto dominó)	3	2	6	32. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
2. Falla en alguno de los tubos del intercambiador	1. Riesgo de avería mayor y de pérdida de eficiencia y productividad en la planta, procesos complementarios y en las instalaciones de la Refinería	3	2	6	8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 13. Entrada de la estabilizadora
 Tipo: Recipiente de proceso
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-10/13

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuego externo	1. Aumento en la presión del flujo de entrada a la planta estabilizadora por una fuente de calor externa que no ha sido controlada o considerada de otros procesos y que pudiera desencadenar un efecto dominó en la planta	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
2. Material hirviendo	1. Una falla en el intercambiador de calor pudiera generar un aumento en la temperatura del material procesado lo que generaría un aumento de presión en el ingreso a la estabilizadora y en caso extremos puede generar fracturas, y fuga de material en fase líquida o gaseosa con el riesgo de un incendio o explosión	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 13. Entrada de la estabilizadora
 Tipo: Recipiente de proceso
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-10/13

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga no detectada	1. Liberación de material en fase líquida o gaseosa dependiendo de la concentración de la mezcla que pudiera desencadenar fuego o explosiones en la planta y que sus efectos pudieran afectar al resto del complejo	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 14. Salida de la estabilizadora
 Tipo: Tubería
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: E-10/14

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Sobrepresión térmica	1. La sobrepresión se puede provocar por una concentración de material dentro de la estabilizadora a temperatura alta que pudiera fatigar la junta de la estabilizadora y el tubo de conducción al intercambiador de calor	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
	3			1		

Nodo: 15. Válvula de salida de material isomerizado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-2

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Cambio en la válvula de control de ajuste	1. Liberación más rápida de material de la planta, en el peor de los escenarios, pudiera ver un derrame de materiales en fase líquida con un incendio o explosión	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 3. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones

Nodo: 15. Válvula de salida de material Isomerizado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-2

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Válvula sin apertura suficiente	1. Vertido lento de los materiales terminados de la planta	2	1	2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 15. Válvula de salida de material Isomerizado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-2

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. La válvula se encuentra cerrada, por lo que no hay vertido de productos terminados del proceso	2	1	2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 15. Válvula de salida de material Isomerizado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-2

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuego externo	1. Flujo alto de producto terminado que pudiera generar derrame o afectación a procesos subsecuentes	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 15. Válvula de salida de material Isomerizado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-2

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Liberación de gas	1. Demora en el vertido y disposición de productos terminados de la planta	2	1	2	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 16. Bomba de reintegración a la estabilizadora
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 16

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento de presión	1. Pudiera provocar un aumento en la presión dentro de la columna estabilizadora y en caso extremo se presentan las condiciones para generar una BLEVE	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Fuego externo	1. El sobrecalentamiento que se genera por el fuego externo a la planta puede aumentar la concentración térmica y de presión en la planta estabilizadora o tanque de contención que podría desencadenar un aumento en la presión y afectación de las partes mecánicas en la instalación	3	2	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 16. Bomba de reintegración a la estabilizadora
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 16

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Liberación de gas	1. Se presentan condiciones para generar una explosión en el entorno de la planta que pudiera afectar a otras zonas en la refinería	2	3	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica,

Nodo: 16. Bomba de reintegración a la estabilizadora
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 16

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
					de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Condiciones de fuego	1. Se presentan condiciones para generar una explosión en el entorno de la planta que pudiera afectar a otras zonas en la refinería	2	3	6	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 16. Bomba de reintegración a la estabilizadora
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 16

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento en la capacidad de bombeo	1. Se presenta una sobrepresión en la estabilizadora que pudiera ocasionar fuego por sobrepresión o una BLEVE	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Ingeniero de Operaciones
2. Falla en el control	1. Peligros graves potenciales por no haber control en los procesos que pudieran desencadenar escenarios adversos que en condiciones normales de operación no se presentan	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta 21. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad de los productos terminados	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 16. Bomba de reintegración a la estabilizadora
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 16

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Defectos en la bomba	1. Se puede concentrar una mayor cantidad de gas en el tanque de recolección de gas del proceso o las corrientes en la estabilizadora se verían en recirculación constante por no poderse liberar el gas separado en la estabilizadora	4	2	8	15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
					12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 16. Bomba de reintegración a la estabilizadora
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 16

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Ruptura de tubería o válvula	1. Fuga de gas inestable y volátil que pudiera provocar fuego, incendios o explosiones dentro de la planta y que por efecto dominó afectaría a otros procesos en la Refinería	4	2	8	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
2. Falla de equipo	1. Peligros graves potenciales por no haber control en los procesos que pudieran desencadenar escenarios adversos que en condiciones normales de operación no se presentan	4	3	1	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				2		

Nodo: 16. Bomba de reintegración a la estabilizadora
 Tipo: Bomba
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 6. Flujo Inverso

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 16

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Operación incorrecta	1. Peligros graves potenciales por no haber control en los procesos que pudieran desencadenar escenarios adversos que en condiciones normales de operación no se presentan	4	1	4	12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.		

Nodo: 17. Depósito de gas recuperado
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 17

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Aumento de concentración de gas	1. Sobrepresión en el tanque que pudiera fatigarlo y en un escenario extremo, una BLEVE o fuga explosiva de materiales	4	2	8	31. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.		

Nodo: 17. Depósito de gas recuperado
 Tipo: Depósito
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: 17

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuga de gases	1. No se presenta una recuperación eficiente de gas en los procesos de la planta	2	2	4	7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
				15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.		

Nodo: 18. Válvula de liberación gas recuperado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 1. Flujo alto

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Cambio en la válvula de control de ajuste	1. Liberación más rápida de material de la planta, en el peor de los escenarios, pudiera ver una liberación de materiales en fase gaseosa con un incendio o explosión	4	2	8	25. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad
					3. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general	Ingeniero de Operaciones

Nodo: 18. Válvula de liberación gas recuperado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 2. Menos flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Válvula sin apertura suficiente	1. Vertido lento de los materiales terminados de la planta	2	1	2	26. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 18. Válvula de liberación gas recuperado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 3. No hay flujo

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Bloqueo	1. La válvula se encuentra cerrada, por lo que no hay vertido de productos terminados del proceso	2	1	2	28. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 18. Válvula de liberación gas recuperado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 4. Alta presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Fuego externo	1. Flujo alto de producto terminado que pudiera generar fugas o afectación a procesos subsecuentes	3	2	6	29. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Nodo: 18. Válvula de liberación gas recuperado
 Tipo: Válvula
 Condiciones de diseño / Parámetros:
 Desviación: 5. Baja presión

Dibujos: Ilustración II-17
 ID de equipo: V-1

Causas	Consecuencias	Matriz de riesgo			Recomendaciones	Responsabilidad
		S	R	C R		
1. Liberación de gas	1. Demora en el vertido y disposición de productos terminados de la planta	2	1	2	30. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Tuberías / Mecánica, Ingeniero de Seguridad

Anexo D: Recomendaciones propuestas en la aplicación de la técnica *what if*

Recomendaciones	Lugar de sugerencia	Max CR	Prioridad	Responsabilidad
1. Estandarizar los niveles de calidad en relación a la emulsificación con la finalidad de que se hagan los ajustes necesarios desde los campos de producción y concentración y así, regular la calidad del material para refinación interna y de exportación	What ifs: 1.1.2	1	3	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
2. Mejorar el Sistema de verificación de calidad del crudo en la refinación del crudo en la refinación para poder atender oportunamente las variables que pudieran presentarse durante la fase de deshidratación/desalado del crudo	What ifs: 1.1.2	1	2	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
3. Mantenimiento preventivo periódico a tuberías y válvulas de mezcla para que se pueda actuar oportunamente en caso de accidentes mayores que pudieran desencadenar un paro en el proceso de desalado del crudo y como consecuencia en los procesos de refinación.	What ifs: 1.1.4	2	5	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
4. Mantenimiento periódico a las instalaciones de la planta	What ifs: 1.7.4, 1.7.5	2	4	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
5. Verificar que las estaciones de reflujo y recalentamiento de las tuberías de despojo, se encuentren operando adecuadamente y que se normalice hacia la temperatura adecuada para apartar el material condensado hacia las siguientes etapas de la refinería. En caso de que exista un exceso de material, deberán recalentar la fracción para que siga en la recirculación y con ello, complementar las tareas de fraccionamiento dentro de la columna de destilación. Hay que considerar que la eficiencia de la operación de reintegración del material recalentado depende de la cantidad de vapor que se genera por el recalentador y por tanto, la cantidad de calor que se suministra a la corriente dentro de la columna.	What ifs: 1.2.10	3	28	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
6. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquellas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	What ifs: 1.3.7, 1.3.8	3	28	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
7. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquellas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	What ifs: 1.3.10	3	27	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
8. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquellas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	What ifs: 1.3.11	3	26	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
9. Se sugiere canalizar perfectamente el flujo de los fluidos.	What ifs: 1.3.12	3	25	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
10. Asegurar la libre rugosidad de los materiales	What ifs: 1.3.12	3	24	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
11. Evitar la generación de turbulencia, choques o remolinos	What ifs: 1.3.12	3	23	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)

Recomendaciones	Lugar de sugerencia	Max CR	Prioridad	Responsabilidad
				Mecánico/Tuberías)
12. Todo lo anterior, mediante su consideración en los programas de mantenimiento o su inclusión en los que ya existen, reemplazando si es necesario los componentes dañados y establecer si no lo hay un sistema de control automatizado.	What ifs: 1.3.12	3	22	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
13. Revisar la presión de las utilidades	What ifs: 1.3.14	3	21	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
14. Revisar el nivel del tambor colector de condensado	What ifs: 1.3.14	3	20	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
15. Localizar las válvulas abiertas o bridas flojas	What ifs: 1.3.14	3	19	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
16. Asegurarse de que la última etapa del eyector no esté aislada de la atmósfera del horno	What ifs: 1.3.14	3	18	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
17. Revisar si la línea entre el proceso y el eyector está tupida	What ifs: 1.3.14	3	17	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
18. Revisar la temperatura del agua y la presión de vapor	What ifs: 1.3.15	3	16	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
19. Asegurarse que la tobera no se encuentra tupida	What ifs: 1.3.15	3	15	Experto 1 (Ing de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
20. Revisar el estado de las tuberías y los interiores	What ifs: 1.3.15	3	14	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
21. Revisar si hay tupición entre el proceso y el eyector	What ifs: 1.3.15	3	13	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
22. Revisar si hay presión excesiva en la descarga del último eyector	What ifs: 1.3.15	3	12	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
23. Revisar que la circulación de agua sea adecuada en los condensadores de pases múltiples	What ifs: 1.3.15	3	11	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
24. Revisar la temperatura del agua y la presión del vapor	What ifs: 1.3.16	3	10	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
25. Revisar la temperatura del condensador. Si es superior a la normal, revisar: 1.- flujo y circulación de agua, 2.- Instalación adecuada de la tobera del eyector anterior. Si es menor que la normal, revisar: 1.- flujo del vapor (tobera tupida), 2.- flujo de agua, 3.- flujo en la pata barométrica y 4.- Estado de las partes internas del eyector.	What ifs: 1.3.16	3	9	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
26. Considerar un flujo de incondensables muy bajo que esté fuera del rango de operación del eyector. Tratar de incrementar el flujo de gas (por ejemplo con recirculación)	What ifs: 1.3.16	3	8	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
27. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de	What ifs: 1.6.1	3	7	Experto 2 (Ing. de

Recomendaciones	Lugar de sugerencia	Max CR	Prioridad	Responsabilidad
manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar oportunamente en caso de algún problema mayor.				Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
28. Considerar la inclusión o actualización de un sistema automatizado de control de las válvulas, bombas y hornos dentro de la Refinería	What ifs: 1.6.1	3	6	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing de Seguridad)
29. revisar los sistemas de bombeo desde el crudo desde los campos de producción hasta la refinería.	What ifs: 1.1.1	4	38	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
30. Establecer un sistema de verificación en los gastos de flujo para determinar posibles fugas del crudo	What ifs 1.1.1	4	37	Experto 1 (Ing. de Proyecto)
31. Establecer políticas de seguridad que permitan evitar el pillaje (ordeña) de materia prima y materiales terminados	What ifs: 1.1.1	4	36	Experto 3 (Ing. de Seguridad)
32. Mejorar el sistema de comunicación y control con los complejos de producción con la finalidad de evitar condiciones que conduzcan a la falla del complejo.	What ifs: 1.1.3, 1.1.7	4	35	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
33. Al igual que en la recomendación 7, se sugiere un plan de monitoreo y mantenimiento permanente, pues el exceso de flujo en la desaladora, provocará que se rebase la capacidad de procesamiento y por consiguiente, el excedente se drenará junto con el agua de residuo y en el caso de un bajo flujo de material para ser procesado, se puede provocar un corto circuito que conduciría a la pérdida de la capacidad de procesamiento de la desaladora (el nivel de potencial eléctrico que se requiere oscila entre 15,000 y 20,000 volts).	What ifs: 1.1.5, 1.1.6	4	34	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
34. Mantenimiento a los sistemas de control, tuberías y válvulas.	What ifs: 1.1.11, 1.1.12, 1.1.13	4	33	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
35. Mantenimiento de la instalación, seguimiento de sucesos previos y monitorear constantemente o de manera automática a las temperaturas dentro de la columna a cada etapa.	What ifs: 1.2.7	4	32	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
36. Incluir en los planes de mantenimiento, un apartado de revisión periódica de las condiciones de operación del horno de precalentado, y si existe algún programa, actualizar éste punto. Mantener prioridad en sistemas de control automatizado para evitar omitir parámetros sensibles para la operación de esta fase de Refinación.	What ifs: 1.3.2	4	31	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
37. Instalar varios eyectores en paralelo para cada etapa de compresión.	What ifs: 1.3.13	4	30	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
38. Tratar a la carga de la planta antes de comenzar el proceso para quitarle los elementos indicados.	What ifs: 1.10.3	4	29	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
39. Mantenimiento a los transductores de los sistemas de control, así como a las placas de generación de campo electrostático	What ifs: 1.1.8	6	59	Experto 2 (Ing. de Operaciones)
40. Revisión y mantenimiento continuo a los conductos del crudo, así como a los sistemas de control, para evitar formaciones posteriores de productos corrosivos y obstrucción de válvulas y tuberías.	What ifs: 1.1.10	6	58	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
41. Mantenimiento a los transductores de los sistemas de control, así como a las placas de generación de campo electrostático	What ifs: 1.1.9	6	57	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing.

Recomendaciones	Lugar de sugerencia	Max CR	Prioridad	Responsabilidad
				Mecánico/Tuberías)
42. Mantener bajo control la temperatura dentro del horno con la finalidad de mejorar la eficiencia energética utilizada para preparar el crudo para su destilación primaria.	What ifs: 1.2.3, 1.2.5, 1.2.6	6	56	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
43. Verificación de los flujos de destilados dentro de la columna, así como también en los conductos de las corrientes superior e inferior.	What ifs: 1.2.4	6	55	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
44. Mantenimiento periódico y cambio de platos de recuperación para asegurar el rendimiento y operación de la Refinería.	What ifs: 1.2.4	6	54	Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
45. Verificación de los contenidos de los materiales residuales de la destilación atmosférica par que se puedan realizar los ajustes pertinentes en la destilación al vacío y poder obtener los productos con las especificaciones deseadas.	What ifs: 1.3.1	6	53	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
46. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas que se encuentren obstruidas o en mal estado.	What ifs: 1.3.3, 1.3.4, 1.3.5	6	52	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
47. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	What ifs: 1.3.6	6	51	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
48. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de reducción de viscosidad de la Refinería	What ifs: 1.6.2, 1.6.3, 1.6.4, 1.6.5, 1.6.6, 1.6.7, 1.6.8, 1.7.1	6	50	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
49. Revisión de sistemas de seguridad y monitoreo. Considerando la actualización de los sistemas de control automático y la incorporación de chimeneas de control de emisiones para evitar la fuga de materiales contaminantes a la atmósfera.	What ifs: 1.4.14	6	49	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
50. Establecer un mecanismo automático o manual para verificar la composición de la mezcla que entra a la planta.	What ifs: 1.4.15	6	48	
51. Si se cuenta con algún sistema de monitoreo de la composición y calidad de los materiales de entrada a la planta, actualizar el sistema para mantener el control de calidad y por lo tanto, disminuir costos y demoras por fallas en operación en el FCC.	What ifs: 1.4.15, 1.4.16	6	47	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
52. Verificar que los flujos de insumos a la planta sean constantes en cantidad y calidad según se indica en los procesos de ésta etapa de Refinación.	What ifs: 1.8.1	6	46	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
53. Revisar los sistemas de control automático si es que existen; de lo contrario, es aconsejable implementar un sistema de monitoreo automático con la finalidad de reducir los riesgos y fallas de los equipos de Refinación	What ifs: 1.10.1	6	45	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
54. Se sugiere utilizar otro tipo de catalizadores para evitar los riesgos de corrosión y de retardo en la reacción química	What ifs:	6	44	Experto 1 (Ing. de Proyecto)

Recomendaciones	Lugar de sugerencia	Max CR	Prioridad	Responsabilidad
en la planta. Por ejemplo, se utiliza como un mejor catalizador al óxido de aluminio o el paladio. Ambos tienen como desventaja una temperatura del orden de 300 a 400°C para obtener buenos rendimientos	1.10.2			Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
55. Revisar las líneas de suministro de combustible y válvulas de regulación que abastece al horno. También sería recomendable, considerar la actualización de sensores y controles automáticos en caso de que existan; de no ser así, instalar un sistema integral automatizado de monitoreo de las partes mecánicas de los procesos.	What ifs: 1.7.2, 1.7.3	6	43	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
56. Monitoreo periódico del funcionamiento adecuado de los sensores y sistemas de control y de autorregulación de la planta.	What ifs: 1.9.2	6	42	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
57. Monitorear el comportamiento de los intercambiadores de calor dentro del tambor de flasheo y del acumulador de evaporados con la finalidad de actuar de manera oportuna ante situaciones que han sido identificadas en las consecuencias por su mala operación.	What ifs: 1.9.10	6	41	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
58. Monitorear sistemáticamente el comportamiento del estabilizador y de sus bombas de reintegración con la finalidad de que las operaciones complementarias de la planta, se sincronicen y no se desfasen las operaciones conjuntas de la planta.	What ifs: 1.9.11	6	40	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
59. Revisar y recalibrar los sensores y mecanismos de control de la planta con el sistema de control integral de la Refinería	What ifs: 1.9.11, 1.9.12	6	39	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
60. Aplicación de tratamiento posterior en aras de minimizar el riesgo de corrosión en fases posteriores de Refinación	What ifs: 1.1.14, 1.1.15	8	76	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
61. Asegurar el suministro constante y suficiente de gas residual de refinación o de otra naturaleza, con la finalidad de generar el calor necesario para la fase de refinación atmosférica.	What ifs: 1.2.1, 1.2.2	8	75	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
62. Mejorar los sistemas de control y de seguridad, con la finalidad de que se utilice de manera óptima al energético dentro de la fase de precalentado.	What ifs: 1.2.1, 1.2.2, 1.2.4	8	74	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
63. Contar con planes de contingencia y de reacción pronta ante fuga del material de combustión o ante una falta de combustible en la planta	What ifs: 1.2.1, 1.2.2	8	73	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
64. Programas de revisión y de mantenimiento preventivo, reforzando a los existentes y cuando existan sistemas de control automatizado, verificar que operen adecuadamente. Si aún no se cuenta con alguno, considerar como prioritario, la adopción e implementación de un sistema de estas características	What ifs: 1.2.8, 1.2.9, 1.2.11, 1.2.12	8	72	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing.

Recomendaciones	Lugar de sugerencia	Max CR	Prioridad	Responsabilidad
				Mecánico/Tuberías)
65. Verificar siempre que el contenido de sales en el crudo que proviene de la desaladora, así como el contenido de agua, llegue a la columna de destilación primaria dentro de los rangos de seguridad establecidos	What ifs: 1.2.9	8	71	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
66. Incluir en los planes de mantenimiento, la revisión periódica de los componentes de la columna, así como el remplazo de aquéllas partes que se encuentren obstruidas o en mal estado.	What ifs: 1.3.9	8	70	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
67. Revisión constante y continuo de la temperatura de los materiales dentro de la planta y de los provenientes de la mezcla de gasóleos de la unidad de destilación al vacío y gasóleo pesado de la destilación primaria, principalmente; por esta razón, se sugiere revisión de los sistemas de control automatizado de hornos, bombas y válvulas.	What ifs: 1.4.1, 1.4.2, 1.4.3, 1.4.4, 1.4.5, 1.4.6, 1.4.7, 1.4.8, 1.4.9, 1.4.10, 1.4.11, 1.4.12, 1.4.13	8	69	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
68. Es recomendable que se incluyan en los planes de mantenimiento y de inversiones para mejora y/o actualización con la finalidad de obtener gasolinas en mayor cantidad y calidad y con ello, dar valor agregado a los consumidores y por ende, mayores ingresos para la empresa.	What ifs: 1.8.1, 1.8.2, 1.8.3, 1.8.4, 1.8.6, 1.8.7, 1.8.8	8	68	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
69. Revisar el sistema de seguridad y riesgo laboral, por lo que se debe considerar contar con médico y equipo de salvamiento para atender emergencias e incidencias en el personal de la planta	What ifs: 1.8.5	8	67	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
71. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas y bombas de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	What ifs: 1.9.1, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5, 1.9.8	8	66	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
72. Verificar periódicamente las condiciones de temperatura y estado en que se encuentran las instalaciones de la planta y en caso de fallas, actuar de manera oportuna para evitar efectos no deseados o adversos.	What ifs: 1.9.6	8	65	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
73. Vigilar que la presión dentro del primer reactor, se encuentre siempre dentro de los límites de especificación (200 a 900 pstg)	What ifs: 1.9.6	8	64	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
74. Actualización de los programas de monitoreo y mantenimiento periódico a los rectores con la finalidad de asegurar que la operación de la refinación sea óptima y constante.	What ifs: 1.9.7	8	63	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
75. Monitorear el comportamiento de las plantas que se encuentran relacionadas con el proceso de rectificación con la finalidad de que se sincronicen los flujos de hidrógeno y éste no afecte la operación de la planta, evitando con ello las condiciones indeseadas, ya descritas en las consecuencias detectadas	What ifs: 1.9.9	8	62	Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
77. Actualización de los programas de mantenimiento de las	What ifs:	8	61	Experto 1 (Ing. de Proyecto)

Recomendaciones	Lugar de sugerencia	Max CR	Prioridad	Responsabilidad
instalaciones, así como la re calibración de los sensores y mecanismos de control automático si hubiera alguno. De no contar con alguno, considerar como prioritario incluir en los presupuestos la instalación de un sistema de monitoreo continuo.	1.5.5, 1.5.6, 1.5.7, 1.5.8, 1.5.9, 1.5.10, 1.5.11, 1.5.12, 1.5.13			Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
78. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta de producción de MTBE.	What ifs: 1.11.1, 1.11.2, 1.11.3, 1.11.4, 1.11.5, 1.11.6, 1.11.7, 1.11.8, 1.11.9	8	60	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)
76. Actualización de los programas de mantenimiento a tuberías, válvulas, bombas e intercambiadores de calor de manera periódica. En caso de no contarse con uno, dar prioridad en los presupuestos para que se mantenga un control automatizado de los sistemas de supervisión, vigilancia y seguridad de las instalaciones de la Refinería.	What ifs: 1.5.1, 1.5.2, 1.5.3, 1.5.4, 1.12.1, 1.12.2, 1.12.3, 1.12.4	9	77	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad) Experto 4 (Ing. Mecánico/Tuberías)
70. Actualizar los programas de mantenimiento preventivo de manera periódica y de no contarse con uno, establecerlo dentro de las prioridades principales para poder actuar de manera oportuna en caso de algún problema mayor. Además, se debe considerar la inclusión o actualización de sistemas automatizados de control dentro de la planta.	What ifs: 1.10.4, 1.10.5, 1.10.6, 1.10.7, 1.10.8	12	78	Experto 1 (Ing. de Proyecto) Experto 2 (Ing. de Operaciones) Experto 3 (Ing. de Seguridad)

Anexo E: Recomendaciones propuestas en la aplicación de la técnica HAZOP

Recomendaciones	Ubicación de la recomendación	Responsabilidad
1. Actualizar los planes de mantenimiento de tuberías, bombas y partes mecánicas, calibrar a los instrumentos de control de manera sistemática. Si no se cuenta con alguno, dar prioridad en los planes presupuestales para la adquisición de uno.	Causas: 1.1.1, 1.1.3, 1.1.4, 1.1.5, 1.3.1, 1.4.1, 1.4.3, 2.1.1, 2.4.1, 2.4.2, 2.5.2, 2.6.1, 4.1.4, 4.3.1, 4.3.2, 4.6.1, 4.7.1, 5.1.1, 5.3.1, 6.3.2, 6.7.1, 12.1.3, 12.2.1, 12.2.2, 12.5.1, 12.6.1	Ingeniero de Operaciones
2. Revisar la correcta operación y funcionamiento de las instalaciones y procesos de la Refinería	Causas: 1.1.2, 1.1.3, 1.1.5, 1.2.1, 1.4.2, 1.4.3	Ingeniero de Operaciones
3. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general	Causas: 1.2.1, 15.1.1, 18.1.1	Ingeniero de Operaciones
4. Revisar que el material que se suministra a la planta provenga de una sola planta (unidad de hidrosulfuración, fuente externa de nC4 o unidad de alquilación)	Causas: 1.2.2, 8.5.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
5. Calibración de los instrumentos de control y automatización de la planta y de la Refinería en general. Si no se cuenta con uno, considerar como prioritario, la adquisición e instalación de uno de estas características	Causas: 1.2.2, 1.3.2, 4.5.1, 6.1.1, 6.1.2, 6.1.3, 6.1.4, 6.3.3, 6.4.3, 6.6.1, 6.6.3, 6.8.2, 7.1.2, 7.1.3, 7.2.1, 7.3.1, 7.3.3, 7.4.1, 7.4.3, 7.5.1, 7.5.3, 7.7.2, 7.7.3, 7.8.1, 7.8.2, 8.1.2, 8.3.3, 8.4.2, 8.5.2, 9.3.1, 9.5.3, 10.5.1, 10.6.1, 10.6.2, 11.4.1, 12.4.1, 13.1.1, 13.1.2, 16.3.1	Ingeniero de Operaciones
6. Asegurarse que los materiales de suministro a la planta de isomerización se encuentren en la temperatura y presión adecuadas y el depósito de secado opere de manera adecuada.	Causas: 2.1.1, 7.3.4	Ingeniero de Operaciones
7. Revisión de los procedimientos establecidos en relación a operaciones y seguridad con la finalidad de que las gasolinas que se obtienen de la planta cumplan con los estándares de calidad y contenido de octanos para la que fue definido el proceso	Causas: 2.1.2, 2.1.3, 2.1.4, 2.2.1, 2.3.1, 2.3.2, 17.2.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
8. Establecer un programa automático (si existen las condiciones o medios para ello) o manual de revisión, atención y mantenimiento de los componentes más endebles de la Refinería: tuberías, bombas, válvulas y otras partes mecánicas. Todo con la finalidad de reducir las condiciones de riesgo asociadas a los eventos que son identificados como riesgo.	Causas: 2.2.2, 2.2.3, 4.8.2, 6.4.1, 6.4.2, 9.2.2, 12.7.2	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
9. Revisión periódica del funcionamiento adecuado de transductores y sensores del sistema automatizado de control y vigilancia	Causas: 2.3.3, 2.6.2, 2.6.3	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
10. Verificación de los parámetros de operación de cada una de las etapas de la planta de isomerización con el fin de garantizar que el flujo de hidrógeno limpio y de reciclaje sea el adecuado al gasto de material C/C6 del proceso	Causas: 2.5.1, 6.1.2, 6.1.3, 6.7.1, 6.8.1	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías
11. Revisión de procedimientos establecidos de manera constante para que se garantice el equilibrio de entradas y salidas dentro de la planta de isomerización y así evitar problemas de seguridad y operación	Causas: 3.4.1	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
12. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 3.1.1, 3.1.2, 3.2.1, 3.2.2, 3.2.3, 3.2.4, 3.3.1, 3.3.2, 4.1.1, 4.1.2, 4.1.3, 4.2.1, 4.4.1, 4.5.1, 4.7.2, 4.7.3, 4.8.1, 4.9.1, 5.1.1, 5.1.2, 5.2.1, 5.2.2, 5.3.1, 5.3.2, 5.4.1, 5.4.2, 6.1.1, 6.1.5, 6.2.1, 6.3.1, 6.3.2, 6.3.3, 6.4.1, 6.4.2, 6.4.3, 6.5.1, 6.6.1, 6.6.2, 6.6.3, 6.8.2, 6.9.1, 7.1.1, 7.1.2, 7.1.3, 7.2.2, 7.3.1, 7.3.2, 7.3.3, 7.3.4, 7.4.1, 7.4.3, 7.5.1, 7.5.2, 7.5.3, 7.6.1, 7.7.1, 7.7.2, 7.7.3, 7.8.1, 7.8.2, 8.1.1, 8.1.2, 8.2.1, 8.3.1, 8.3.2, 8.3.3, 8.4.1, 8.5.2, 8.6.1, 9.1.1, 9.2.1, 9.2.2, 9.3.1, 9.4.1, 9.5.1, 9.5.2, 9.5.3, 9.6.1, 9.6.2, 10.1.1, 10.1.2, 10.2.1, 10.3.1, 10.4.1, 10.4.2, 10.5.1, 10.5.2, 10.6.1, 10.6.2, 11.1.1, 11.1.2, 11.2.1, 11.3.2, 11.4.1, 13.1.1, 13.1.2, 13.2.1, 14.1.1, 15.1.1, 15.2.1, 15.3.1, 15.4.1, 15.5.1, 16.1.1, 16.1.2, 16.2.1, 16.2.2, 16.3.1, 16.3.2, 16.4.1, 16.5.1, 16.5.2, 16.6.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
13. Asegurar que la planta se encuentre operando de manera adecuada a los procedimientos establecidos en su diseño. De ser necesario, realizar las acciones necesarias para garantizar su operación de manera estructural u operativa, con el apoyo de un sistema de mantenimiento eficiente y actualizado.	Causas: 4.4.2, 4.5.3, 7.2.1, 8.2.1, 12.3.2, 12.4.3	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
14. Revisión de los procedimientos de seguimiento y de seguridad de los procesos	Causas: 4.5.1, 12.4.1	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad

Recomendaciones	Ubicación de la recomendación	Responsabilidad
15. Mantenimiento preventivo y correctivo periódico de las instalaciones, así como la revisión de procedimientos y programas de seguridad.	Causas: 4.5.2, 4.6.2, 6.8.1, 6.9.1, 7.4.2, 7.5.2, 7.6.1, 7.7.1, 7.7.2, 7.8.1, 7.8.2, 8.3.1, 8.3.2, 8.3.3, 8.4.1, 8.4.2, 8.5.1, 8.6.1, 9.1.1, 9.2.1, 9.3.1, 9.4.1, 9.5.1, 9.6.1, 9.6.2, 10.1.1, 10.1.2, 10.2.1, 10.3.1, 10.4.1, 10.4.2, 10.5.1, 10.5.2, 10.6.1, 10.6.2, 11.1.1, 11.1.2, 11.2.1, 11.3.1, 11.3.2, 11.4.1, 12.4.2, 12.5.2, 13.2.1, 14.1.1, 16.1.1, 16.1.2, 16.2.1, 16.2.2, 16.3.1, 16.4.1, 16.5.1, 16.5.2, 16.6.1, 17.1.1, 17.2.1	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
16. Considerar la inclusión de otras tecnologías de refrigeración para la optimización y conservación de energía en la Refinería en conjunto	Causas: 4.7.1, 9.5.2, 9.5.3, 10.1.1, 10.1.2, 10.4.2, 12.6.1	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
17. Se sugiere considerar la implementación de materiales e instrumentos de tecnología reciente con la finalidad de hacer eficientes a los procedimientos de los procesos de la planta	Causas: 3.2.4	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
18. Realizar una vigilancia sistemática de los niveles de concentración de los catalizadores dentro de los procesos químicos en la Refinería en su conjunto.	Causas: 6.1.4	Ingeniero de Operaciones
19. Se sugiere que se integren procesos tecnológicos de vanguardia en los laboratorios de verificación de la Refinería y un sistema eficiente de información oportuno que permita reaccionar adecuadamente ante variaciones de los parámetros de los procedimientos	Causas: 6.1.4	Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
20. Monitorear puntualmente a todo el proceso de isomerización, pues una falla mayor en estas circunstancias, conduce a una pérdida de eficacia de los procedimientos de la planta y en consecuencia, se verá reflejado en la calidad de los productos terminados	Causas: 6.2.2, 7.1.1, 8.1.1, 8.1.2, 9.4.1, 9.5.1, 16.3.2	Ingeniero de Proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero de Seguridad
21. Se sugiere agregar al proceso de flasheo adicional para aumentar la capacidad de recuperación del producto mejorado.	Causas: 7.3.1, 7.3.2, 7.3.3	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
22. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 7.4.2	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
23. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 11.3.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
24. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 18.1.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
25. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 18.2.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
26. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta		Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
27. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 18.3.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
28. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 18.4.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
29. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería	Causas: 18.5.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico /

Recomendaciones	Ubicación de la recomendación	Responsabilidad
considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta		Tuberías, Ingeniero de Seguridad
30. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 17.1.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad
31. Revisión de la operación correcta de la planta para garantizar el equilibrio de flujo de materiales y para contribuir a la reducción de los peligros potenciales. En los presupuestos, debería considerarse prioritario el remplazo de juntas, tuberías y demás materiales dentro de la planta	Causas: 12.1.1, 12.1.2, 12.3.1, 12.4.1, 12.6.2, 12.6.3, 12.7.1	Ingeniero de proyecto, Ingeniero de Operaciones, Ingeniero Mecánico / Tuberías, Ingeniero de Seguridad