

75



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

" ESTUDIO DE RIESGOS Y OPERABILIDAD Y ANALISIS DE
CONSECUENCIAS DE UNA PLANTA ISOMERIZADORA
DE PENTANOS Y HEXANOS "

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
SERGIO ESTEBAN HERNANDEZ TORRES



MEXICO, D.F.

2000



SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA
COMITÉ PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

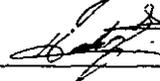
Presidente Prof. ALEJANDRO ANAYA DURAND
Vocal Prof. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
Secretario Prof. ANTONIO CARRANZA MONROY
1er. Suplente Prof. RAMON E. DOMINGUEZ BETANCOURT
2do. Suplente Prof. MARIA RAFAELA GUTIERREZ LARA

Sitio donde se desarrolló el tema:
INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO (IMP)
DIVISION DE INGENIERIA DE SISTEMAS

Asesor del tema I.Q. ANTONIO CARRANZA MONROY
Supervisor Técnico I.Q. NICOLAS GRANADOS MARTINEZ
Sustentante SERGIO ESTEBAN HERNANDEZ TORRES







A mis padres, por todo su apoyo brindado a lo largo de mi vida.

A mis hermanos, por su apoyo brindado en mi carrera profesional.

A mis compañeros y amigos de la Facultad de Química (FQ).

A mis compañeros y amigos del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP).

A Juan, Martín, Adriana, Olga, Mariana; por su sincera y perdurable amistad.

A todas aquellas personas que han contribuido a lo largo de mi formación global.

Al Ing. Nicolás Granados Martínez, Ing. Antonio Carranza Monroy; por brindarme la oportunidad de desarrollar este trabajo, así como obtener más conocimientos en mi desarrollo profesional.

A mis maestros y todas aquellas personas que han contribuido a lo largo de mi formación profesional.

Al H. Jurado y todas aquellas personas que contribuyeron en la realización de esta tesis.

INDICE

CAPITULO	página
1. INTRODUCCION	
1.1 DESCRIPCION GENERAL	1
1.2. PROPOSITO	3
2. METODOS DE ANALISIS DE RIESGOS DE PROCESOS	
2.1. COMPARACION DE METODOS DE ANALISIS DE RIESGOS DE PROCESOS.	4
2.2. FACTORES DE SELECC. DE LOS METODOS DE ANALISIS DE RIESGOS DE PROCESOS	4
3. METODOLOGIA HAZOP DE "PALABRAS GUIA"	
3.1. JUSTIFICACION DEL METODO.	9
3.2. CONCEPTOS BASICOS	9
3.3 DESCRIPCION DEL HAZOP.	12
3.4. PROCEDIMIENTO DE ELABORACION DEL HAZOP	12
4. DESCRIPCION DEL PROCESO	
4.1. DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO	18
4.1.1. REACCIONES PRINCIPALES Y SECUNDARIAS.	23
4.2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.	25
4.3. LISTA DE EQUIPO.	26
4.4. CARACTERISTICAS DE INSTRUMENTACION Y CONTROL	28
4.5 SUSTANCIAS PELIGROSAS INVOLUCRADAS EN EL PROCESO.	29
4.5.1. RIESGOS PARA LA SALUD.	29
4.5.2. RIESGO DE FUEGO O EXPLOSION	32
4.5.3. DATOS DE REACTIVIDAD.	32
4.5.4. DATOS DE CORROSIVIDAD.	32
4.6. PROCEDIMIENTOS Y MEDIDAS DE SEGURIDAD PARA PROTECCION DE LA PLANTA.	33
4.6.1. DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD	40
5. HOJAS DE TRABAJO DEL HAZOP	
5.1. ELEMENTOS A ANALIZAR.	42
5.2. PARAMETROS DE OPERACION A ANALIZAR.	42
5.3. CONSIDERACIONES TOMADAS PARA LA REALIZACION DEL HAZOP.	46
5.4. HOJAS DE TRABAJO DEL HAZOP.	47
6. ANALISIS DE CONSECUENCIAS	
6.1. MODELOS DE CONSECUENCIAS.	76
6.1.1. MODELO DE EXPLOSION DE NUBES DE VAPOR.	76
6.1.2. MODELO DE INCENDIOS POR FLASHEO.	81
6.2. ESCENARIOS DE ACCIDENTES.	85
6.3. DIAGRAMAS DE REPRESENTACION DE CONSECUENCIAS	88
7. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES	
7.1. RECOMENDACIONES A SEGUIR PARA SEGURIDAD DE LA PLANTA.	109
7.2. CONCLUSIONES.	110
8. BIBLIOGRAFIA	113
GLOSARIO	i
APENDICE	iii

1. INTRODUCCION

1.1. DESCRIPCION GENERAL

Las actividades que a diario se realizan en una planta industrial, ya sea operación, mantenimiento, inspección y seguridad, laboratorio, etc. , entrañan siempre un cierto nivel de riesgo.

No se debe perder de vista que se convive a diario con situaciones potenciales que pueden provocar lesiones y accidentes, por lo tanto, se debe mantener siempre una actitud de prevención.

En la industria química se encuentran muchas áreas que si no son provistas con las medidas de seguridad adecuadas pueden presentar un riesgo potencial.

En general, los riesgos presentes en una industria son provocados por los siguientes factores:

- Sustancias manejadas
- Personal
- Procesos utilizados
- Medio ambiente

Es por esto que la industria química se esta preocupando por aplicar los métodos de Análisis de Riesgos de Procesos (ARP) para eliminar o reducir al mínimo los riesgos, también debido a las exigencias de la sociedad que reclama una mayor seguridad, tanto para su integridad física así como para sus propiedades y medio ambiente.

La mayoría de las industrias químicas que han llevado a cabo análisis de riesgos, los han hecho principalmente para cumplir con la legislación ambiental (Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente), dichos análisis tienen dentro de sus objetivos el aprovechamiento de los métodos de ARP para mejorar la seguridad en las industrias, que trae como consecuencia el prevenir o minimizar los efectos al medio ambiente, el hombre y sus bienes en el caso de un evento no deseado.

Los análisis de riesgos realizados con honestidad, eficacia y sentido práctico, pueden representar una mejora sustantiva de la seguridad en la planta y contribuir a la disminución objetiva de los riesgos de "accidentes mayores" de las empresas implicadas.

Sin embargo, si los análisis de riesgos se hacen simplemente para cumplir un requisito exigido por las autoridades, sin la profundidad requerida, confiándose del gran número de hojas con información y listados que no cualquier persona entiende y que casi nadie lee con minuciosidad, más que de la lógica técnica, el buen diseño, el adecuado mantenimiento y pensando que las personas fallamos más que las maquinas y los dispositivos de las instalaciones, sin entender la percepción social del riesgo, entonces es evidente que los análisis de riesgos servirán para muy poco y representarán un gasto inútil de tiempo, dinero y esfuerzo.

Los análisis de riesgos son herramientas, que si bien, no son las únicas de cuantas disponen las industrias que desarrollan actividades consideradas como peligrosas para el control de sus riesgos. El mundo de la seguridad ya disponía antes de producirse la explotación de las nuevas técnicas de ARP, de herramientas para el control de riesgos; bastantes eran consideradas como muy positivas para realizar una seguridad eficaz, además indirectamente servían y pueden seguir sirviendo, al menos, como ciertos tipos de análisis de riesgos. Estas herramientas se refieren a:

- Seguridad integrada y control total de pérdidas
- Procedimientos de operación y normas de seguridad
- Mantenimiento preventivo
- Auditorías de seguridad y revisiones periódicas
- Formación continua de trabajadores y mandos
- Preparación de supuestos y realización de simulacros de emergencia
- Mejoras en el diseño de instalaciones
- Inspección y verificación continua de materiales y equipo
- Planes de emergencia
- Investigación de accidentes

El propósito de un Análisis de Riesgos de Procesos es identificar los riesgos presentes en el proceso y las posibles maneras de reducir o eliminar los riesgos encontrados.

Un riesgo se refiere a la posibilidad de que ocurra un accidente que puede causar daños, lesiones o pérdidas a alguna persona o algún bien.

La forma de realizar el Análisis de Riesgos de Procesos y la cantidad de información que puede obtenerse de dicho análisis depende de la metodología específica que se decida utilizar, sin embargo, todas las metodologías se basan en los siguientes 4 pasos clave para realizar el análisis:

1.- Determinar el origen del riesgo

También descrito como la causa, es decir, el incidente que provoca que se origine el riesgo.

2.- Determinar la o las consecuencias.

Impacto o efecto resultante de la exposición al riesgo.

- 3.- Establecer las medidas de Seguridad, controles o medidas de mitigación, y/o estudiar las que existen para prevenir que ocurra el riesgo o reducir las consecuencias que puedan resultar de la exposición al riesgo.
- 4.- Establecer las recomendaciones o acciones que pueden ser implementadas si las medidas de seguridad o controles no son lo suficientemente adecuadas o si es que no existen medidas de seguridad.

1.2. PROPOSITO

En el presente trabajo se realizará el Análisis de Riesgos de Procesos de la planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos de la Refinería " Ing. Antonio M. Amor " Salamanca, Gto. con el propósito de identificar los problemas de operación que puedan existir así como los riesgos y examinar las posibles maneras de reducirlos o eliminarlos, además de determinar la intensidad de las consecuencias provocadas por algún accidente en caso de que ocurra.

El estudio se realiza específicamente para la planta antes mencionada debido a que en esta planta se realizó un estudio de riesgos cuando el proyecto se encontraba en la etapa de diseño final. Sin embargo, como suele suceder en muchos proyectos de plantas industriales, en la etapa de construcción surgieron algunas modificaciones respecto al diseño, ya sea variaciones en equipo por un ajuste presupuestal, arreglos de tubería y ajustes en campo de arreglo de equipo, etc. Por lo que esas modificaciones pueden comprometer las medidas de seguridad y control establecidas en el diseño original.

Por lo tanto, es necesario evaluar esas medidas de seguridad y si es necesario, modificarlas o implementar otras para reducir o eliminar los riesgos presentes tanto del diseño original así como los que se encuentren ahora con el estudio de Análisis de Riesgos de Procesos. Para esto se cuenta con documentos en edición As Built (como se construyo).

2. METODOS DE ANALISIS DE RIESGOS DE PROCESOS

2.1. COMPARACION DE METODOS DE ANALISIS DE RIESGOS DE PROCESOS

Existen varios métodos de Análisis de Riesgos de Procesos (ARP), sin embargo, la cantidad de información que se puede obtener del análisis depende de cada método y las aplicaciones pueden variar de acuerdo al método

La tabla 2.1.1. muestra una comparación de los diferentes métodos de ARP, cabe mencionar que estos métodos son cualitativos.

En dicha tabla, la columna de aplicación indica la etapa de un proyecto de una planta industrial en que puede aplicarse el método, ya sea desde el diseño hasta la operación de la planta.

La columna de información requerida indica los documentos de ingeniería que son necesarios para poder realizar el análisis.

La columna de resultados indica la información que se puede obtener como resultado del análisis, cabe mencionar que todos los métodos además de identificar los riesgos, pueden establecer las medidas de seguridad y recomendaciones para reducir o eliminar los riesgos, pero estas, más bien dependen de la habilidad del personal que elabora el análisis.

La columna de tiempo estimado de elaboración indica el tiempo aproximado que toma realizar un análisis con un método específico, tanto para un proceso simple o pequeño, así como para un proceso complejo o grande. Sin embargo, la simplicidad o complejidad del proceso es relativa y depende de cada caso en particular, por lo tanto, muchas veces estos tiempos pueden variar.

2.2. FACTORES DE SELECCION DE LOS METODOS DE ARP

Varios factores pueden influir en la selección de el método a utilizar para realizar un análisis, entre los que se encuentran:

- Extensión del riesgo. Es decir, si se desea identificar solo los riesgos más graves o todos los tipos de riesgos.
- Conocimiento de la planta o proceso.
- Condición de la planta o proceso. Si es nueva, existente, o se realizó alguna modificación.
- Etapa del proyecto (diseño u operación) en la que se aplicará el método.
- Cantidad de equipos a analizar o complejidad del proceso.
- Información disponible de la planta o proceso.

Los factores antes mencionados son de consideración importante en la selección del método a utilizar, sin embargo, no son limitantes. Puede haber otros factores diferentes a los antes mencionados, que influyan en la selección del método, pero estos más bien dependerán del caso en particular que se vaya a analizar y del personal que realice el análisis.

En general, ciertos métodos de ARP como; Checklist, Qué sí?, y Análisis Preliminar de Riesgos, se utilizan comúnmente para un análisis primario de riesgos y cuando el proceso está en la etapa de diseño.

Los métodos Qué sí?/Checklist, HAZOP y FMEA son muy comúnmente usados para un análisis más riguroso y cuando el proceso está en operación.

Por otra parte, hay que reconocer que a pesar de todos los esfuerzos que se hagan, no siempre se podrá prever hasta el último riesgo y alguno de los omitidos puede dar lugar a determinados accidentes. Sin embargo, se puede aprender de estos accidentes si se investigan adecuadamente y se dan a conocer las lecciones a los posibles implicados.

TABLA 2.1.1.
METODOS DE ANALISIS DE RIESGOS DE PROCESOS

METODO	APLICACION	INFORMACION REQUERIDA	RESULTADOS	TIEMPO ESTIMADO DE ELABORACION	VENTAJAS	DESVENTAJAS
LISTAS DE VERIFICACION (CHECKLIST)	<ul style="list-style-type: none"> Etapa de diseño. Equipos en operación 	Descripción del proceso, DFP, BMYE, DTI's, PLG, Filosofía de operación.	Identificación de riesgos potenciales.	4 a 5 días (simple) 8 a 10 días (complejo)	<ul style="list-style-type: none"> No se requiere personal experimentado. Puede usarse junto con el método Qué SI? para complementar el análisis. Es de fácil aplicación. Requiere poco personal (1 o 2). 	<ul style="list-style-type: none"> Requiere tiempo previo para preparar la lista (Checklist) adecuada. No es muy completo en muchos casos. Puede no identificar todos los riesgos.
QUE SI? (WHAT IF?)	<ul style="list-style-type: none"> Etapa de diseño Equipos en operación. Modificaciones a equipos en operación. 	Descripción del proceso, DFP, BMYE, DTI's, PLG, Filosofía de operación.	Identificación de fallas de diseño, identificación de riesgos potenciales.	5 a 7 días (simple) 11 a 14 días (complejo)	<ul style="list-style-type: none"> Fácil de aprender y usar. Puede usarse junto con el método Checklist para complementar el análisis. 	<ul style="list-style-type: none"> Es poco estructurado. Puede dar resultados pobres si el equipo no está bien preparado. Se requiere un buen equipo de trabajo.

TABLA 2.1.1. (continuación)

METODO	APLICACION	INFORMACION REQUERIDA	RESULTADOS	TIEMPO ESTIMADO DE ELABORACION	VENTAJAS	DESVENTAJAS
WHAT IF?/ CHECKLIST	<ul style="list-style-type: none"> Etapa de diseño. Equipos en operación. Modificaciones a equipos en operación. 	Descripción del proceso, DFP, BMyE, DTI's, PLG, Filosofía de operación.	Identificación de fallas de diseño, identificación de riesgos potenciales.	6 o más días (simple) 15 a 20 días (complejo)	<ul style="list-style-type: none"> Muy productivo cuando se realiza con un equipo de trabajo experimentado. Es versátil, no tiene restricciones. 	<ul style="list-style-type: none"> Puede no cubrir todos los casos (riesgos). Depende mucho de la experiencia del equipo. Depende del buen uso y creación del checklist.
ANÁLISIS DE MODOS DE FALLA Y EFECTOS (FMEA)	<ul style="list-style-type: none"> Análisis de sistemas o equipo específico por falla de algún componente del equipo. Como introducción en estudios de evaluación de riesgos cuantitativos 	Dibujos o datos específicos (dibujos de fabricante) del sistema o equipo a analizar. DFP, DTI's.	Identificación de riesgos específicos de un equipo o sistema.	desde varias horas a varios días, dependiendo de la complejidad del equipo.	<ul style="list-style-type: none"> Muy bueno para analizar equipos particularmente complejos (compresores, bombas, etc.). Se aplica muy bien para fallas de componentes en equipos con partes móviles. 	<ul style="list-style-type: none"> No identifica algunas fallas específicas provocadas por causas comunes. Requiere de poco personal (2 o 3), pero especializados en este tipo de análisis.

TABLA 2.1.1. (fin)

METODO	APLICACION	INFORMACION REQUERIDA	RESULTADOS	TIEMPO ESTIMADO DE ELABORACION	VENTAJAS	DESVENTAJAS
ANALISIS PRELIMINAR DE RIESGOS	<ul style="list-style-type: none"> Etapa de diseño conceptual. Asistente en la elaboración del PLG y desarrollo del sitio. 	<p>La información que se tenga disponible. (Descripción del proceso, DFP, PLG preliminar, DTI's).</p>	<p>Identificación de riesgos potenciales.</p>	<p>2 a 5 días (simple) 9 a 12 días (complejo)</p>	<ul style="list-style-type: none"> Es un método rápido. No requiere de mucha información. Requiere poco personal (2 o 3). 	<ul style="list-style-type: none"> No son muy detallados los riesgos evaluados. Puede no cubrir todos los riesgos. No se aplica para equipos en operación.
HAZOP	<ul style="list-style-type: none"> Etapa de diseño. Equipos en operación Modificaciones a equipos en operación Casos de modernización. 	<p>Descripción del proceso, DFP, BMYE, DTI's, PLG, Hojas de Datos, Filosofía de operación.</p>	<p>Identificación de fallas de diseño, identificación de riesgos potenciales y problemas de operación que puedan causar riesgos.</p>	<p>7 a 10 días (simple) 1 5 a 2 meses (complejo)</p>	<ul style="list-style-type: none"> Es un método muy completo y efectivo. Esta estructurado para evitar posibles omisiones de algún riesgo. Se requiere capacitación mínima en cuanto al método. 	<ul style="list-style-type: none"> Consumo mucho tiempo. Se requiere personal completamente familiarizado con HAZOP y el proceso.

3. METODOLOGIA HAZOP DE "PALABRAS GUIA"

3.1. JUSTIFICACION DEL METODO

En el presente trabajo se realizará el análisis con la metodología HAZOP de "Palabras Guía" debido a que es uno de los métodos más rigurosos y completos, lo cual reduce la posibilidad de una evaluación incompleta; se adecua bastante bien a la condición de la planta, es decir, se realizaron algunas modificaciones a la planta en la etapa de construcción, además, se cuenta con toda la información necesaria para este tipo de análisis, en edición As Built (como se construyo), y el método es fácil de comprender y usar.

Además, no solo se dedica a identificar los riesgos, sino que puede detectar diversos problemas de operación de la planta que pueden repercutir con los requerimientos de producción o ineficiencias económicas en cuanto a los costos de operación

3.2. CONCEPTOS BASICOS

A continuación se listan algunos conceptos básicos que es necesario comprender para poder realizar efectivamente un estudio de riesgos y operabilidad (HAZOP).

RIESGO.- Se refiere a la posibilidad de que ocurra un accidente que pueda causar daños, lesiones o pérdidas a alguna persona o algún bien.

Los riesgos se pueden clasificar de acuerdo a las siguientes clases:

CLASE 1, SEGURO.- La falla del componente no causará un riesgo de importancia, no causará daño al equipo, ni lesiones al personal.

CLASE 2, MARGINAL.- La falla del componente ocasionará fallas menores del sistema y/o daños al equipo, pero el daño se puede arreglar, no habrá riesgo de lesiones al personal.

CLASE 3, CRITICO.- La falla del componente provocará daños al sistema que pueden requerir de acciones correctivas inmediatas para la sobrevivencia del personal y/o del equipo, causará daños serios al equipo y lesiones al personal.

CLASE 4, CATASTROFICO.- La falla del componente dará como resultado una pérdida mayor en el sistema y puede causar la muerte o lesiones serias irreversibles al personal

En la tabla 3.2.1. se muestra un resumen de los posibles daños provocados por los diferentes tipos de riesgo.

TABLA 3.2.1.
RESUMEN CLASIFICACION DE RIESGOS

CLASE	RIESGO	DAÑOS AL EQUIPO	LESIONES AL PERSONAL
1	SEGURO	NINGUNO	NINGUNO
2	MARGINAL	MENOR	NINGUNO
3	CRITICO	SUSTANCIAL	TRANSITORIAS
4	CATASTROFICO	PERDIDA MAYOR	IRREVERSIBLES O MUERTE

ACCIDENTE.- Secuencia de eventos no planeados que resulta de una desviación y puede causar daños o pérdidas a personas o propiedades.

PROPOSITO.- Describe la forma en que se espera funcione el elemento analizado (Intención de diseño).

DESVIACION.- Son los cambios que se presentan al propósito y puestos al descubierto por la aplicación sistemática de las palabras guía.

CAUSA.- Son los motivos por los que se puede presentar una desviación.

CONSECUENCIA.- Son los resultados que se obtendrían en caso de que se presente una desviación.

AREA DE RIESGO.- Es aquella donde existen de modo continuo o periódico, concentraciones de gases o vapores inflamables, se procesan o manejan gases o líquidos volátiles inflamables, exista la presencia de combustibles gaseosos, líquidos o sólidos que ofrezcan posibilidad de incendio o explosión.
 Instalación y/o equipo que opere a altas presiones o temperaturas, que maneje productos tóxicos o corrosivos.
 Instalación y/o equipo que se encuentre a más de 10 metros de altura de una plataforma o excavaciones a más de 1.20 metros de profundidad, túneles y pozos en general

- PUNTO DE INFLAMACION.-** Es la temperatura a la cual un líquido inflamable/combustible emite vapores en cantidad suficiente para formar mezclas inflamables con el aire cerca de la superficie del líquido (o la temperatura más baja a la cual la presión de vapor del líquido puede producir una mezcla inflamable). Esta temperatura es siempre menor que su punto de ebullición.
- GASES INFLAMABLES.-** Cualquier gas que pueda arder en concentraciones normales de oxígeno en el aire.
- GASES COMBUSTIBLES.-** Son gases inflamables que se emplean para ser quemados, combinados con el aire, normalmente se emplean en procesos industriales, sistemas de calentamiento, etc.
- LIQUIDOS INFLAMABLES.-** Son aquellos que tienen su punto de inflamación por debajo de 37.8 °C.
- LIQUIDOS COMBUSTIBLES.-** Son aquellos que tienen su punto de inflamación por arriba de 37.8 °C.
- VAPORES INFLAMABLES.-** Son aquellos que provienen de la evaporación de líquidos inflamables o combustibles, cuando están expuestos al aire o bajo la influencia de calor.
- MEZCLAS EXPLOSIVAS.-** Son gases o vapores inflamables, que mezclados con el oxígeno del aire en proporciones adecuadas, arden o hacen explosión en presencia de una fuente de ignición.
- SUSTANCIA PELIGROSA.-** Aquella que posee características de Corrosividad, Reactividad, Explosividad, Toxicidad, Inflamabilidad o Biológico-infecciosas, puede ocasionar una alteración significativa al ambiente, a la población o a sus bienes.
- SUSTANCIA TOXICA.-** Aquella que puede producir en organismos vivos lesiones, enfermedades, implicaciones genéticas o la muerte.
- SEGURIDAD.-** Conjunto de normas, obras y acciones, así como los instrumentos técnicos y jurídicos, requeridos para proteger la vida humana y la propiedad del hombre de la acción de fenómenos destructivos, tanto de los provocados por la naturaleza como los originados por la actividad humana.

3.3. DESCRIPCION DEL HAZOP

El método HAZOP (Hazard and Operability), Estudio de Riesgos y Operabilidad es un método cualitativo que identifica fallas de diseño, riesgos potenciales y problemas de operación de un proceso (dependiendo de la profundidad del análisis).

La metodología consiste en aplicar las "palabras guía" a los diferentes parametros del proceso para crear las posibles desviaciones de la intención del diseño (propósito). Las desviaciones se aplican a cada objeto del proceso, conocido como nodo, y se enlistan las posibles causas, consecuencias, medidas de seguridad y recomendaciones para cada posible desviación encontrada en el proceso.

La premisa del método HAZOP es que puede existir un problema si el proceso se desvía de sus parametros de diseño.

3.4. PROCEDIMIENTO DE ELABORACION DEL HAZOP

Para poder realizar un HAZOP es necesario contar primeramente con toda la información requerida del proceso (listada en la tabla 2.1.1.).

- 1.- El primer paso es revisar el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) y la descripción del proceso, para identificar los equipos que manejan sustancias peligrosas, ya sean corrosivos, reactivos, explosivos, tóxicos, inflamables o biológico-infecciosos y determinar las áreas de riesgo.
- 2.- Revisar los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) que aplican a los equipos identificados en el DFP como peligrosos y/o riesgosos para establecer los nodos a analizar. Los nodos pueden dividirse sistemáticamente en recipientes, bombas, cambiadores de calor, etc. o pueden ser nodos compuestos consistentes de varios equipos (por ejemplo; bomba-recipiente).
- 3.- Una vez establecidos los nodos, aplicar para cada nodo las "palabras guía" a los parametros del proceso para crear las posibles desviaciones.

Las "palabras guía" de la metodología se encuentran listadas en la tabla 3.4.1.

PARAMETROS DE PROCESO COMUNMENTE ANALIZADOS

- Flujo
- Presión
- Temperatura
- Nivel
- Concentración (composición)
- Velocidad de reacción
- Viscosidad
- pH
- Tiempo de residencia

Palabra guía + Parametro = Desviación
(Ejemplo) Alto + Presión = Alta presión

Es importante notar que no todas las palabras guía pueden aplicarse a los parametros del proceso, por ejemplo; la plabara guía "Invertido" con el parametro "Temperatura" no se puede combinar, debido a que la "Temperatura invertida" no existe.

TABLA 3.4.1.
PALABRAS GUIA (METODOLOGIA HAZOP)

PALABRA GUIA	SIGNIFICADO	COMENTARIOS	DESVIACION (EJEMPLO)
No, nada	Total negación de la intención de diseño	No ocurre la intención de diseño.	No hay flujo.
Mas, Alto	Incremento cuantitativo. (arriba de la intención de diseño)	Se refiere a un aumento de las condiciones o propiedades.	Más flujo, alta temperatura, alta presión.
Menos, menor	Decremento cuantitativo. (debajo de la intención de diseño)	Se refiere a una disminución de las condiciones o propiedades.	Menos flujo, baja temperatura, baja presión.
Parte de	Decremento cualitativo (debajo de la intención de diseño)	Solo ocurre una parte de la intención.	Parte del flujo se pierde.
A parte de, también	Incremento cualitativo. (arriba de la intención de diseño)	La intención de diseño ocurre junto con otra actividad.	También existe otro componente en la mezcla. (impurezas)
Invertido, contrario a	Lógica opuesta de la intención de diseño.	Ocurre lo contrario a lo que se espera.	El flujo se regresa. (flujo invertido)
Otro que, antes de, Despues de	Modo alternativo. (algo más que puede suceder)	Sustitución de la intención de diseño.	Otra presión, otro flujo, antes de cargar "A" cargar "B".

- 4 - Para cada desviación, listar todas las posibles causas que pudieran provocar la desviación del propósito (intención de diseño)

Ejemplo:

Desviación	Causa
No hay flujo	- Falla del sistema de bombeo. - Falla de válvula de control en posición cerrada.

- 5.- Para cada desviación, identificar las posibles consecuencias (apoyándose con las hojas de datos y el PLG), las más comunes y potenciales pueden ser:

- Fuego
- Explosión
- Toxicidad
- Riesgo ambiental
- Daños al personal
- Perdida de producción
- Perdida de capital (bienes)

- 6.- Para cada causa, identificar las medidas de seguridad que existen para prevenir que ocurra la causa de la desviación, o mitigar las consecuencias asociadas a la desviación, basándose en la instrumentación propuesta o que ya existe (especificada en los DTI's) y la filosofía de operación.

- 7.- Para cada causa, y en base a las consecuencias y medidas de seguridad que existen en el lugar, proponer recomendaciones para reducir o eliminar el riesgo, evitar problemas de operación, cumplir con los requerimientos de producción, etc

Existen dos formas de ejecutar el método HAZOP, que son las siguientes:

METODOLOGIA CAUSA-CAUSA.

Esta metodología enlaza para cada causa, sus consecuencias, medidas de seguridad y recomendaciones, en el caso de que una causa pueda provocar diferentes consecuencias y/o medidas de seguridad que otra causa de la misma desviación.

Ejemplo:

DESVIACION	CAUSA	CONSECUENCIAS (relacionadas)	MEDIDAS DE SEGURIDAD (relacionadas)	RECOMENDACIONES (relacionadas)
Desviación 1	Causa 1	Consecuencia 1	Medida seg 1	No requeridas
		Consecuencia 2	Medida seg. 2	
			Medida seg 3	
	Causa 2	Consecuencia 1	Medida seg. 1	Recomendación 1
	Causa 3	Consecuencia 2	No hay medida seg.	Recomendación 2

METODOLOGIA DESVIACION-DESVIACION.

Esta metodología registra para cada desviación, las causas, consecuencias, medidas de seguridad y recomendaciones, pero no los relaciona con cada causa, en el caso de que una desviación pueda ser provocada por más de una causa.

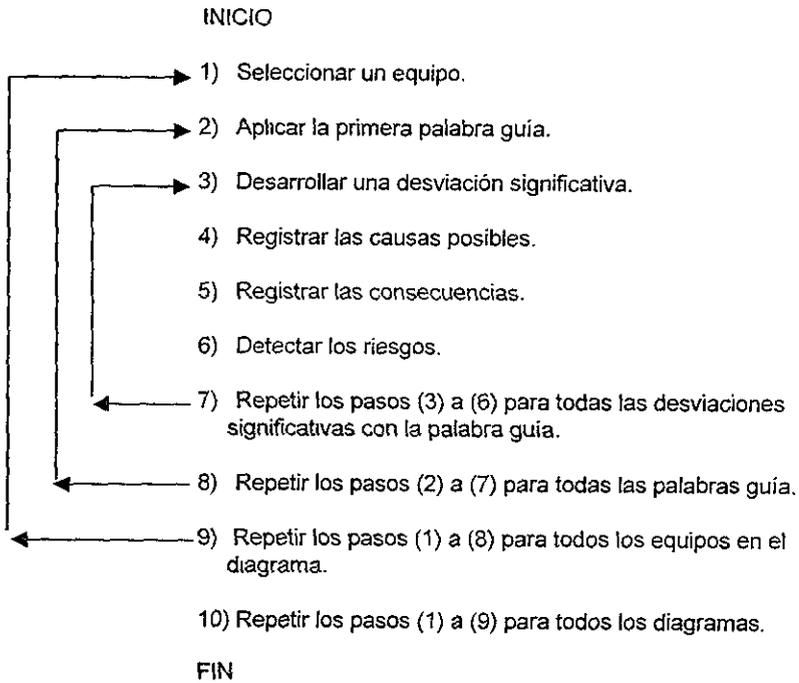
El ejemplo es el mismo de arriba:

DESVIACION	CAUSA	CONSECUENCIAS	MEDIDAS DE SEGURIDAD	RECOMENDACIONES
Desviación 1	Causa 1	Consecuencia 1	Medida seg. 1	Recomendación 1
	Causa 2	Consecuencia 2	Medida seg. 2	Recomendación 2
	Causa 3		Medida seg 3	

La metodología causa-causa es la más recomendable en la mayoría de los casos debido a que se le puede dar un seguimiento más sencillo en el caso de futuras revisiones (actualización) del estudio.

En la figura 3.4.1. se presenta un Algoritmo que muestra la secuencia de pasos a seguir para realizar un estudio HAZOP.

FIGURA 3.4.1.
SECUENCIA DE ELABORACION DEL HAZOP



4. DESCRIPCION DEL PROCESO

4.1. DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO

GENERALIDADES

La planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos esta diseñada para procesar 12000 BPD de una mezcla de pentanos/hexanos, con la finalidad de convertir estos en sus isómeros para incrementar el número de octano (RON) en las gasolinas.

La planta permite producir gasolina con calidad ecológica internacional, contribuyendo a la disminución de la contaminación atmosférica, debido a que se elimina el uso de tetraetilo de plomo para incrementar el número de octano en las gasolinas.

NUMERO DE OCTANO (RON)		
	NORMAL	ISOMERO
PENTANO (C ₅)	61.70	92.30
HEXANO (C ₆)	24.80	73.40

La planta se divide en las siguientes secciones principales:

- Sección de compresión y secado de Hidrogeno
- Sección de secado de Pentanos/Hexanos
- Sección de reacción
- Sección de estabilización y desisohexanización

La alimentación en Límites de Batería (L.B.) a la secc. de compresión y secado de H₂ proviene de la Unidad Reformadora No. 2 de la Refinería. La alimentación en L.B. a la secc. de secado de C₅/C₆ proviene de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2 de la Refinería.

SECCION DE COMPRESION Y SECADO DE HIDROGENO

La corriente de alimentación de H₂ proveniente de la Unidad Reformadora No. 2 a una presión de 10 Kg/cm² man. Y 35°C entra al Tanque de succión del compresor de 1° etapa (FA-601), del cual el gas pasa a uno de los Compresores de gas H₂ de 1° etapa (GB-601A/B) en donde se comprime hasta 19.8 Kg/cm² man.

Enseguida el gas entra al Enfriador de gas H₂ de la 1° etapa (EA-601) para enfriarse hasta 38°C, posteriormente, entra al Tanque de succión del compresor de 2° etapa (FA-602). A la salida del tanque FA-602 la corriente se divide y una parte es recircutada a la línea de alimentación del tanque FA-601, mientras que la otra parte del gas se comprime en uno de los Compresores de gas H₂ de 2° etapa (GB-601A/B) hasta una presión de

36.3 Kg/cm² man. Enseguida, la corriente es enviada al Enfriador de gas H₂ de la 2^a etapa (EA-602) para enfriarse de 88°C hasta 38°C

La corriente de gas comprimido pasa al Tanque de agotamiento de gas H₂ (FA-603) en el cual se elimina el líquido formado durante la compresión.

A la salida del Tanque FA-603, la corriente se divide y una parte es recirculada hacia el tanque FA-602, la otra parte del gas se envía a los Secadores de gas H₂ (FA-604A/B) en los que se absorbe la humedad contenida en el gas para proteger el catalizador de los reactores. (El agua causa desactivación permanente del catalizador).

Los secadores son operados en serie, excepto cuando se encuentran en la etapa de regeneración, en la cual solamente un equipo estará en servicio.

La corriente de gas H₂ es introducida por el fondo del secador y pasa a través del desecante molecular saliendo por la parte superior. El flujo es direccionado entonces, hacia el fondo del segundo secador, haciéndose pasar a través de la cama del desecante y sale por la parte superior, de aquí el gas H₂ seco, está listo para dirigirse a la secc. de reacción.

Después de un periodo de tiempo, el primer secador (en la posición de carga) se agotará, lo cual queda indicado en el analizador de humedad, localizado entre los dos secadores. En este momento será necesario regenerarlo. Este secador agotado permanecerá fuera de operación cerrando las válvulas apropiadas. El segundo secador en serie, permanecerá entonces en servicio como único secador de la alimentación, en tanto se realiza la operación de regeneración.

Una vez que se ha completado la regeneración, el secador queda listo para operar como el segundo secador en serie y el secador que estaba en servicio, permaneciendo como el secador de carga. Después de un periodo de tiempo, el secador de carga se agotará y tendrá que ser puesto en regeneración con el segundo secador ahora como el único equipo en servicio.

Por otra parte, los líquidos colectados en los tanques FA-601, FA-602 y FA-603 se unen en un cabezal común y son enviados al sistema de desgasamiento de la Refinería.

SECCION DE SECADO DE PENTANOS/HEXANOS

La corriente de alimentación de C₅/C₆ proveniente de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No. 2 a una presión de 7.0 kg/cm² man. y 38°C se envía al Tanque de alimentación fresca de C₅/C₆ (FA-600), de donde succiona la Bomba de envío de C₅/C₆ (GA-600A/R), la descarga de esta bomba se une en línea con la corriente proveniente de los fondos de la Torre desisohexanizadora y es enviada al Calentador de alimentación/fondos del Tanque de agotamiento de azufre (EA-606) para calentarse hasta 79°C.

A continuación la corriente es enviada al Calentador de alimentación/fondos de Torre estabilizadora (EA-605) para calentarse hasta 121°C.

Esta corriente caliente pasa al Tanque de agotamiento de azufre (FA-606), en donde se retiene el azufre presente en la alimentación, para proteger el catalizador. (El azufre desactiva temporalmente el catalizador y disminuye el rendimiento de la isomerización).

La corriente de salida del tanque FA-606 entra al calentador EA-606 por el lado de tubos para enfriarse hasta 84°C. En seguida, la corriente es enviada al Enfriador con aire de la alimentación (EC-601) para enfriarse hasta 55°C, posteriormente, se sigue enfriando en el Enfriador de la alimentación (EA-607) hasta 38°C.

Esta corriente entonces enfriada se introduce a los Secadores de la alimentación líquida (FA-607A/B), para eliminar la humedad presente en la corriente antes de combinarla con la corriente de gas H₂ de compensación.

Los secadores son operados en serie, excepto cuando se encuentran en la etapa de regeneración, en la cual solamente un equipo estará en servicio.

La corriente de C₅/C₆ es introducida por el fondo, hacia el primer secador de alimentación líquida y pasa a través del desecante molecular saliendo por la parte superior. El flujo es direccionado hacia el segundo secador, pasa a través del desecante y sale por la parte superior, de aquí, la corriente seca a 38°C, esta lista para enviarse al Tanque de balance de alimentación al reactor (FA-608).

La forma de operación en la etapa de regeneración de los secadores FA-607A/B es la misma que la descrita anteriormente para los secadores FA-604A/B.

SECCION DE REACCION

La corriente de C₅/C₆ proveniente de los secadores FA-607A/B es enviada al Tanque de balance de alimentación al reactor (FA-608), para poder proporcionar una alimentación líquida a presión hacia los reactores, el tanque FA-608 mantiene su presión por medio de la inyección de gas H₂ de compensación proveniente de los secadores FA-604A/B.

La carga a los reactores es succionada del tanque FA-608 por la Bomba de carga al reactor (GA-601A/R), la línea de descarga de dichas bombas se une en línea con la corriente de gas H₂ de compensación proveniente de los secadores FA-604A/B.

La corriente de alimentación combinada resultante de la integración de las líneas mencionadas maneja un flujo a 2 fases a 35.2 Kg/cm² man. y 38°C.

Esta corriente se alimenta al 1° calentador de alimentación combinada (EA-608) para calentarse hasta 71°C, enseguida, se alimenta al 2° calentador de alimentación combinada (EA-609) para calentarse hasta 138°C, en este punto, se inyecta una pequeña proporción de Percloroetileno (Cl) como promotor de la reacción de isomerización.

Esta corriente mezclada se alimenta al Calentador de carga (EA-610) para calentarse hasta 165°C. Enseguida, esta carga caliente se alimenta al 1° Reactor de isomerización (DC-601A), en el cual se lleva a cabo la reacción parcialmente en presencia de la cama del catalizador de platino, formando parte del producto isomerizado.

La corriente de salida del 1° Reactor DC-601A a 177°C (calentada debido a que la reacción es exotérmica) pasa al calentador EA-609 por el lado de tubos para ceder su calor y enfriarse hasta 110°C.

La temperatura de la corriente de entrada al 2° Reactor DC-601B es ajustada por medio de un controlador de temperatura instalado en la línea de alimentación al 2° reactor, con lo cual se regula la alimentación al EA-609 (lado de tubos), así como en una línea by-pass, que intercambia las líneas de entrada y salida de dicho equipo y por el cual se regula el flujo alimentado a dicho calentador.

De esta manera, la corriente de alimentación del 2° reactor DC-601B entra a 122°C y 32.1 Kg/cm² man., donde se completa la reacción de isomerización. La corriente de salida del 2° reactor a 143°C, pasa al calentador EA-608 por el lado de tubos para ceder su calor y enfriarse hasta 118°C.

Es importante mencionar que los reactores DC-601A/B están equipados con unas líneas de purga de hidrogeno, las cuales se localizan a la entrada de cada uno de los reactores. Estas líneas de purga son utilizadas para remover el hidrocarburo de los reactores cuando requieren ser descargados o para enfriarlos en caso de una operación de emergencia. Cada purga es controlada por medio de un controlador de flujo montado en tablero.

En caso de que la temperatura de los reactores llegará a dispararse, estos equipos, cuentan con líneas de depresionamiento enviadas al sistema de desfogue de la planta. Los reactores son depresionados a través de las líneas de salida de los mismos, las cuales están equipadas con dos válvulas motorizadas las cuales pueden ser operadas desde el cuarto de control.

SECCION DE ESTABILIZACION Y DESISOHEXANIZACION

La corriente de salida del 2° reactor DC-601B pasada por el calentador EA-608 se envía a 30.9 Kg/cm² man. y 118°C a la Torre estabilizadora (DA-601) siendo una corriente bifásica. La función de esta torre consiste en separar del producto isomerizado cualquier porción de H₂ disuelto, HCl y gases descompuestos (metano, etano y propano). La fuente energética que permite la operación de la torre DA-601 consiste de vapor de media presión, inyectado al Rehervidor de la torre estabilizadora (EA-612).

Por la parte de domos de la torre DA-601 se obtienen gases y vapores de hidrocarburos ligeros (metano, etano, propano) principalmente, así como H₂ y HCl disuelto, a una temperatura de 100°C y 14.8 Kg/cm² man.

A continuación, la corriente de domos pasa al Enfriador con aire de la torre estabilizadora (EC-603) para enfriarse hasta 55°C, enseguida, pasa al Condensador de la torre estabilizadora (EA-613) para obtener condensados a 38°C.

Los vapores condensados son captados en el acumulador de reflujo de la torre estabilizadora (FA-610), y enseguida son recirculados hacia el plato No. 1 de la torre estabilizadora por medio de la bomba de reflujo a la torre estabilizadora (GA-604A/R).

Los gases y vapores no condensados en el FA-610 son enviados a la Torre lavadora de gas ácido (DA-602) a 35°C y 7.8 Kg/cm² man. La función de esta torre, es la de remover el HCl (formado en la reacción de isomerización) presente en la corriente.

Por los domos de la torre DA-602 se obtiene gas lavado, el cual es monitoreado para determinar el número de moles de H₂ que salen del sistema, y es enviado a la red de gas combustible para consumo de la Refinería a 34°C y 6.5 Kg/cm² man.

La corriente de fondos de la torre DA-602 se divide en dos líneas, una de ellas se recircula por medio de la bomba para recirculación de sosa cáustica (GA-605A/R) (antes de la succión de la bomba se inyecta un alimentación de sosa fresca al 10%), y se hace pasar al Calentador de sosa cáustica (EA-614), dicha mezcla caliente se inyecta en la torre para el lavado del gas.

La segunda línea se alimenta al tanque desgasificador de sosa cáustica (FA-611), del cual se obtiene por domos, vapores de hidrocarburo (metano, etano, propano) enviados al sistema de desfogue, y por los fondos se envía la sosa cáustica gastada a tratamiento por medio de la bomba de transferencia de sosa gastada (GA-606).

El envío de sosa gastada a tratamiento se hace periódicamente (aproximadamente una vez a la semana).

El producto de fondos de la torre estabilizadora DA-601 se envía al Calentador EA-605 por el lado de tubos para enfriarse de 163°C a 127°C, esta corriente enfriada se divide en dos líneas; Una de ellas, normalmente sin flujo, se mezcla por medio de una válvula de control con la corriente proveniente del producto de domos de la torre desisohexanizadora.

La segunda línea se envía a la Torre desisohexanizadora (DA-1001), en la cual se obtiene por fondos una corriente rica en n-C₅, metilpentanos y n-C₆ no convertidos, que se recircula por medio de la bomba de fondos de la torre desisohexanizadora (GA-1003A/R) a la línea de descarga de la bomba GA-600A/R.

Por los domos de la torre DA-1001 se obtiene el producto de isómeros desisohexanizado a 2.0 Kg/cm² man. y 82°C, el cual entra al Condensador de la torre desisohexanizadora (EA-1001) para obtener condensados a 71°C, que son captados en el tanque acumulador de reflujo de la torre desisohexanizadora (FA-1001).

La salida de este tanque se divide y una parte se recircula al plato No. 1 de la torre DA-1001 por medio de la bomba de reflujo de la torre desisohexanizadora (GA-1001A/R), la otra parte es enviada por medio de la bomba de producto isomerizado (GA-1002A/R) hacia la secc. de secado de C₅/C₆. Esta corriente se divide en dos líneas;

Una de ellas envía el producto isomerizado de la torre DA-1001 al vaporizador de regenerante (EA-603) para vaporizar el isómero a 126°C.

Enseguida, pasa al sobrecalentador de regenerante (BH-601) para calentarse hasta 316°C, y recircularlo en fase gaseosa a los secadores FA-604A/B y FA-607A/B.

La salida de ambos sistemas de secado en modo recirculación se alimenta al condensador de regenerante (EA-604) para obtener condensados a 38°C, esta corriente de condensados se une en línea con la corriente de isómero producto a almacenamiento.

La otra línea entra al enfriador con aire del producto isomerizado (EC-602) para enfriarse de 71°C a 55°C, enseguida, entra al enfriador del producto isomerizado (EA-611) para enfriarse hasta 38°C, siendo esta la corriente de isómero producto (consistente principalmente de i-C₅, i-C₆, y 2,2 dimetilbutano) enviada a almacenamiento.

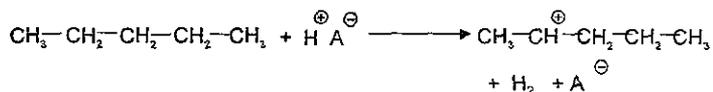
La sección de almacenamiento, localizada fuera de L.B. de la planta, cuenta con dos esferas de almacenamiento TE-601A/B con capacidad de 20000 Barriles cada una, que operan a 0.2 Kg/cm² man. y 38°C. Estas esferas están interconectadas con una línea de igualación de presión, con el propósito de mantenerlas a las mismas condiciones.

Además, las esferas cuentan con un sistema hidráulica de seguridad (sistema vickers), que consiste de dos anillos que rodean a cada esfera y a su vez están conectados a las líneas de salida de producto de cada esfera, mantenidos a presión por un aceite hidráulico. El propósito de este sistema es aislar la esfera evitando la fuga de producto cuando exista fuego.

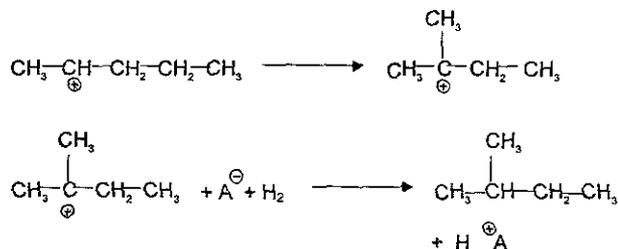
4.1.1. REACCIONES PRINCIPALES Y SECUNDARIAS

A) REACCIONES PRINCIPALES QUE OCURREN DENTRO DEL REACTOR DE ISOMERIZACION:

En la hidroisomerización catalítica de parafinas, el ion carbonio se forma por la abstracción directa del ion hidruro de la parafina, propiciada por la función ácida del catalizador:



La isomerización catalítica implica rearrreglos intramoleculares del ion carbonio como se ilustra:



La última reacción es el resultado del desplazamiento del paso de la propagación de cadenas. Mientras la reacción con hidrógeno es relativamente rápida, los espacios ácidos en el catalizador quedan liberados para las reacciones subsiguientes.

B) REACCIONES SECUNDARIAS:

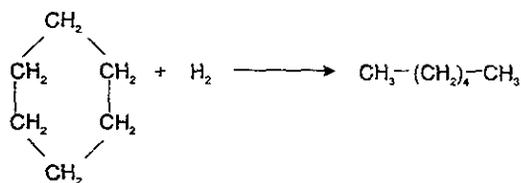
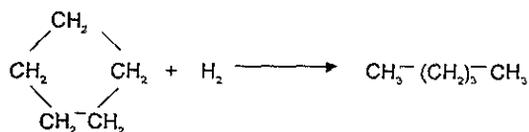
Además de las reacciones de isomerización de parafinas, se llevan a cabo algunas otras reacciones importantes, tales como:

1.- Rompimiento del Anillo Nafténico.

En la alimentación del proceso, normalmente están presentes tres naftenos:

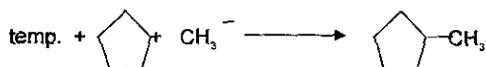
- a) Ciclopentano
- b) Metil ciclopentano
- c) Ciclohexano

Estos anillos nafténicos se hidrogenan para convertirse en parafinas, y estas reacciones se incrementan cuando la temperatura en el reactor aumenta. La conversión típica de anillos nafténicos a parafinas es del orden del 20 al 40%.



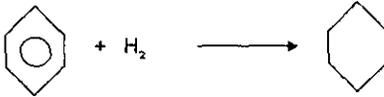
2.- Isomerización de Naftenos.

El metil ciclopentano y el ciclohexano se encuentran en equilibrio. La isomerización de estos naftenos se favorecerá si se incrementa la temperatura del reactor.



3.- Saturación de Benceno.

El platino contenido en el catalizador saturará rápidamente el benceno a ciclohexano y esta reacción se efectúa a bajas temperaturas. La saturación del benceno no interfiere en el equilibrio a las condiciones normales del proceso y la conversión puede ser del 100%, ya que la saturación del benceno es exotérmica, el calor generado limita la cantidad de benceno que puede permitirse en la alimentación.



4.- Hidrodesintegración.

La hidrodesintegración ocurre en el reactor en función de la calidad de la alimentación y la severidad de operación. Moléculas grandes como C₇'s tienden a romperse fácilmente en moléculas más pequeñas. Las moléculas de C₅ y C₆ también pueden romperse aunque en menor medida. Cuando la isomerización de parafinas C₉/C₈ se aproxima al equilibrio, la cantidad de hidrodesintegración aumenta

Si la isomerización es forzada, la hidrodesintegración reducirá el rendimiento del producto e incrementará la producción de calor. El metano, etano, propano y butano son los productos de la desintegración.

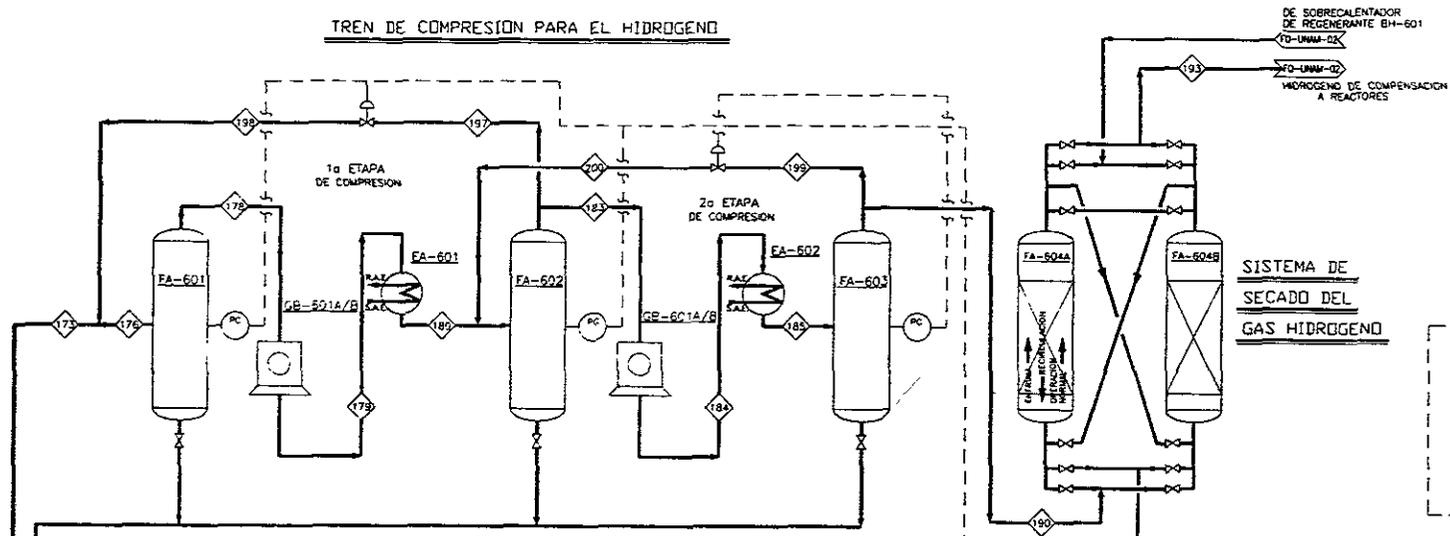


4.2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP)

A continuación se presenta el Diagrama de Flujo de Proceso de la planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" Salamanca, Gto.

En dicho diagrama, solo se presenta el balance de materia y energía de las corrientes principales del proceso, la información detallada de las corrientes se encuentra en el balance de materia y energía complementario "Penex Process Unit Stream Properties" No. UOP-ISOM-015 proporcionado por el licenciador (U.O.P.), que por razones de derechos de autor no se incluye en el presente trabajo.

TREN DE COMPRESION PARA EL HIDROGENO



NOTAS

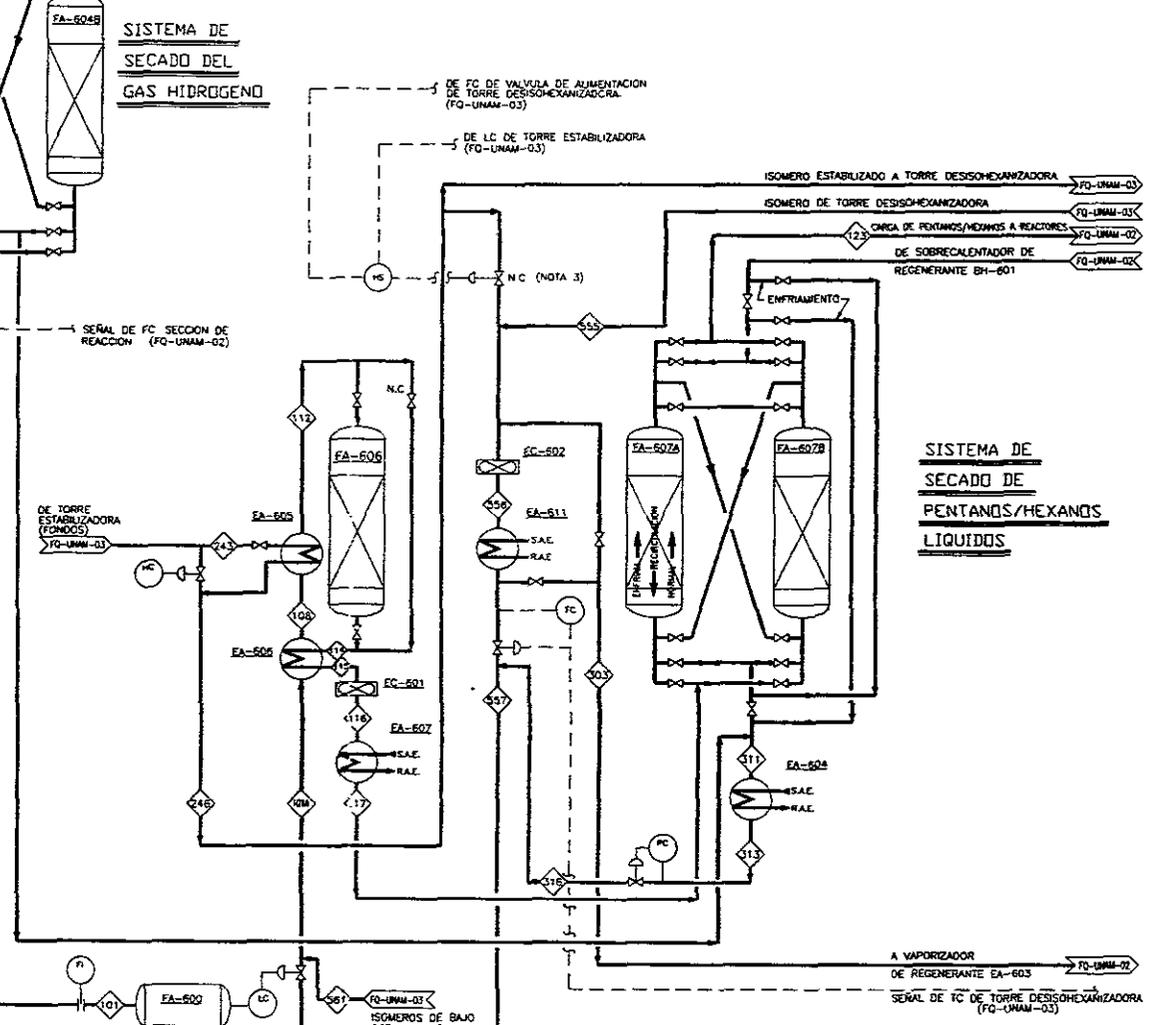
- 1- PARA MAYOR INFORMACION DE LAS CORRIENTES, REFERIRSE AL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPLEMENTARIO.
- 2- ESTE DOCUMENTO SE COMPLEMENTA CON LOS DIB. No. FQ-UNAM-02 Y FQ-UNAM-03.
- 3- LA OPERACION DE LA PLANTA ISOMERIZADORA ES CON UNA ALIMENTACION DE LA HOS No. 2 DE 3500 Kg/h (8000 BPD) CON LA OPERACION DE LA TORRE DESISOMERIZADORA Y RECALENTACION DE SUS FONDOS DE 10343 Kg/h (2300 BPD), A LA ALIMENTACION DEL PROCESO DE ISOMERIZACION (G.O.P.) DANDO UN TOTAL DE 46143 Kg/h (10500 BPD) DE ALIMENTACION A DICHO PROCESO. PARA ESTE CASO ESTA VALVULA PERMANECE CERRADA, PERO CON EL SELECTOR MANUAL (MS) DIRIGIDO AL CONTROLADOR DE FLUJO DE LA VALVULA DE ALIMENTACION A LA TORRE DESISOMERIZADORA. PARA EL CASO EN QUE LA HOS No. 2 DANE UNA CARGA DE 46143 Kg/h (10500 BPD), ENTONCES LA TORRE DESISOMERIZADORA NO OPERA, Y ESTA VALVULA PERMANECE ABIERTA Y CON EL SELECTOR MANUAL DIRIGIDO AL CONTROLADOR DE NIVEL DE LA TORRE ESTABILIZADORA.

COMPONENTE	172	173	174	175
H2		85.79	29.05	
C1		3.29	4.0	
C2		3.99	4.39	
C3		3.29	7.24	
IC4		1.0	7.02	
IC4		0.8	1.57	
IC5	64.018	0.2	2.4	145.703
IC5	120.522	0.2	0.16	37.855
220MP				
220MB	4.534		0.01	115.746
2MP				TRAZAS
5MP	57.233		TRAZAS	18.330
MC6	168.872		TRAZAS	7.073
MCP	25.068		TRAZAS	1.152
CH	12.553	0.2		TRAZAS
BZ	8.179			
CP	26.082		TRAZAS	18.029
23 DMB	12.336			21.841
IC6	72.758			64.571
TOTAL	572.217	99.76	55.88	431.323
Kg./h	46143	643	1259	34307
PESO MOLECULAR	80.64	6.44	22.5	79.53
m3/h STD.				
DENS. DE ABS Kg/m3	640.4			634
m3/h @ 0°C y 1 ATM		2236	1253	

CORRIENTE No.	172	173	174	175	176	177	178
TEMPERATURA °C	54.13	35	38	126/38	160	71	38
PRESION Kg/cm2	10.5	10.0	35.5	34.3/7.2	15.3	7.3	3.6
FLUJO Kg/h	46143	643	643	1395	45527	34307	34307
ENTALPIA MM HCal/h	0.53	0.05	0.06	0.09	4.18	0.003	0.0096

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
EA-801	ENFRADOR DE GAS HIDROGENO DE LA 1a ETAPA.
EA-802	ENFRADOR DE GAS HIDROGENO DE LA 2a ETAPA.
EA-804	CONDENSADOR DE REGENERANTE.
EA-805	CALENTADOR DE LA ALIMENTACION/FONDOS DE LA TORRE ESTABILIZADORA.
EA-808	CALENTADOR DE ALIMENTACION/FONDOS DEL TANQUE DE AGOTAMIENTO DE AZUFRE.
EA-807	ENFRADOR DE LA ALIMENTACION.
EA-811	ENFRADOR DEL PRODUCTO ISOMERIZADO.
EC-601	ENFRADOR CON AIRE DE LA ALIMENTACION.
EC-602	ENFRADOR CON AIRE DEL PRODUCTO ISOMERIZADO.
FA-600	TANQUE DE ALIMENTACION FRESCA DE PENTANOS/HEXANOS.
FA-601	TANQUE DE SUCCION DEL COMPRESOR DE 1a ETAPA.
FA-602	TANQUE DE SUCCION DEL COMPRESOR DE 2a ETAPA.
FA-603	TANQUE DE AGOTAMIENTO DE GAS HIDROGENO.
FA-604A/B	SECADORES DE GAS HIDROGENO.
FA-606	TANQUE DE AGOTAMIENTO DE AZUFRE.
FA-607A/B	SECADORES DE LA ALIMENTACION LIQUIDA.
GA-600A/B	BOMBA DE CARGO DE PENTANOS/HEXANOS.
GB-601A/B	COMPRESORES DE GAS HIDROGENO.



GAS HIDROGENO * DE PLANTA FC-FORMADORA No.2
 LIQUIDOS AL SISTEMA DE DESGASAMIENTO DE LA REFINERIA

PENTANOS/HEXANOS DE PLANTA HIRO-DESULFURADORA DE NAFTAS No. 2
 ISOMERO PRODUCTO A ALMACENAMIENTO

REFINERIA "ING. ANTONIO M. AMOR" SALAMANCA, GTO.

PLANTA ISOMERIZADORA DE PENTANOS Y HEXANOS

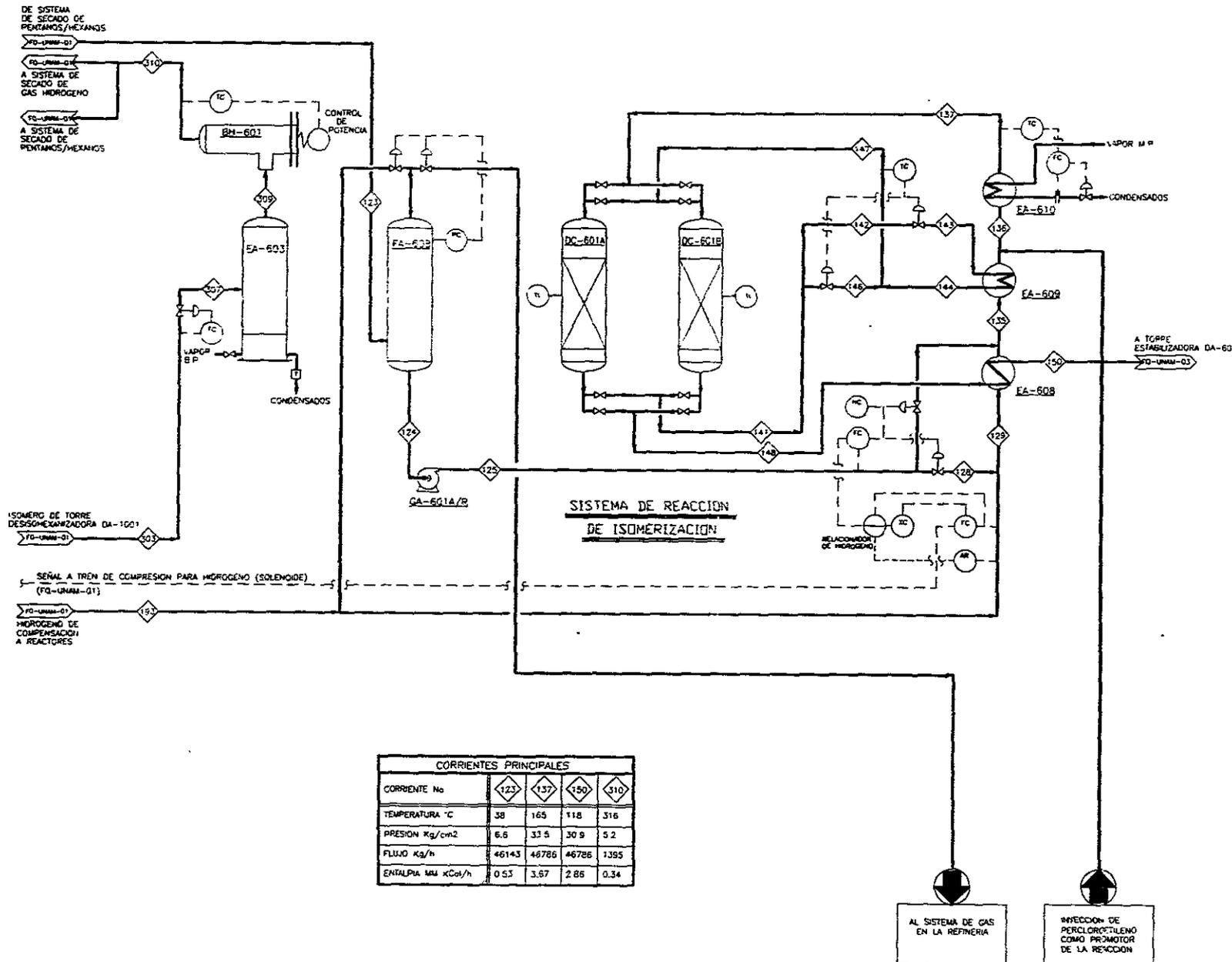
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO - SECCION DE SECADO DE H2, C5/C6 -

ESCALA: S/C
 A01 DIB. 5/4

DIBUJO No. FQ-UNAM-01

N O T A S

- 1 - PARA MAYOR INFORMACION DE LAS CORRIENTES, REFERIRSE AL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPLEMENTARIO.
- 2 - ESTE DOCUMENTO SE COMPLEMENTA CON LOS OIB. No FQ-UNAM-01 y FQ-UNAM-03.



CORRIENTES PRINCIPALES				
CORRIENTE No	123	137	150	310
TEMPERATURA °C	38	165	118	316
PRESION Kg/cm ²	6.6	33.6	30.9	5.2
FLUJO Kg/h	46143	46786	46786	1395
ENTALPIA MIL KCal/h	0.53	3.87	2.86	0.34

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
BH-601	SOBRECALENTADOR DE REGENERANTE
EA-603	W/REFRIGERADOR DE REGENERANTE
EA-608	W/ CALENTADOR DE LA ALIMENTACION COMPRESA
EA-609	2 ^a CALENTADOR DE LA ALIMENTACION COMPRESA
EA-610	CALENTADOR DE CARGA
DC-601A/B	REACTORES DE ISOMERIZACION
FA-608	UNIQUE DE BALANCE PARA LA ALIMENTACION AL REACTOR
GA-601A/B	BOMBA DE CARGA AL REACTOR

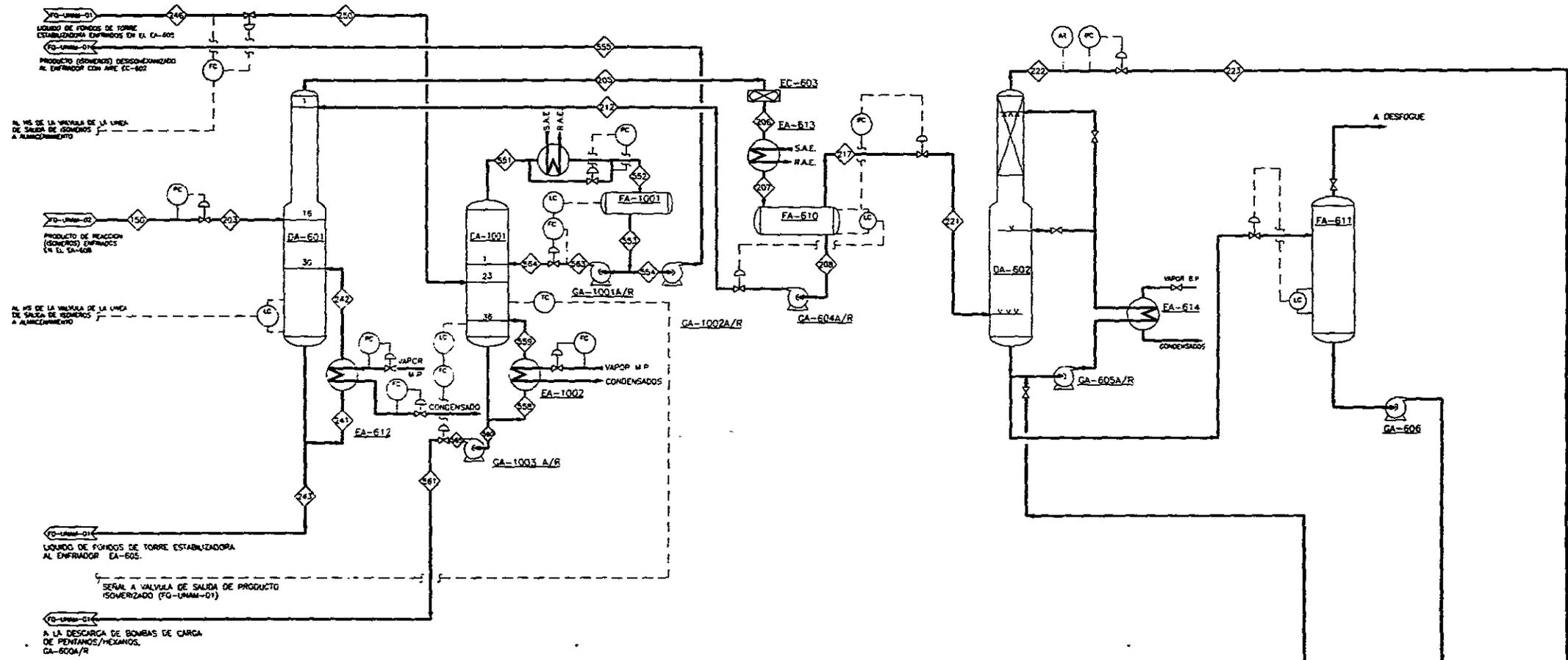
REFINERIA "ING ANTONIO M AMOR"
SALAMANCA, GTO.

PLANTA ISOMERIZADORA DE PENTANOS Y HEXANOS

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
- SECCION DE REACCION -

ESCALA DE
NOT EN 5/A

DIBUJO No. FQ-UNAM-02



AL N.º DE LA VALVULA DE LA LINEA DE SALIDA DE GOMEROS A ALMACENAMIENTO

AL N.º DE LA VALVULA DE LA LINEA DE SALIDA DE GOMEROS A ALMACENAMIENTO

AL N.º DE LA VALVULA DE LA LINEA DE SALIDA DE GOMEROS A ALMACENAMIENTO

LÍQUIDO DE FONDOS DE TORRE ESTABILIZADORA AL ENFRIADOR EA-602.

SERIAL A VALVULA DE SALIDA DE PRODUCTO ISOMERIZADO (FG-UNAM-01)

A LA DESCARGA DE BOMBAS DE CARGA DE PENTANOS/HEXANOS, GA-604A/R

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
DA-601	TORRE ESTABILIZADORA
DA-602	TORRE LAVADORA DE GAS ACID.
DA-1001	TORRE DESISOMERIZADORA
EA-612	REFRIGERADOR DE LA TORRE DE ESTABILIZADORA
EA-613	CONDENSADOR DE LA TORRE DE ESTABILIZADORA
EA-614	CALENTADOR DE SODA CAUSTICA
EA-1001	CONDENSADOR DE LA TORRE DESISOMERIZADORA
EA-1002	REFRIGERADOR DE LA TORRE DESISOMERIZADORA
EC-603	ENFRIADOR CON AIRE DE LA TORRE ESTABILIZADORA
FA-610	TANQUE ACUMULADOR DE REFILLO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
FA-611	TANQUE DESGASIFICADOR DE SODA CAUSTICA
FA-1001	TANQUE ACUMULADOR DE REFILLO DE LA TORRE DESISOMERIZADORA
GA-604A/R	BOMBA DE REFILLO A LA TORRE ESTABILIZADORA
GA-605A/R	BOMBA PARA RECIRCULACION DE SODA CAUSTICA
GA-606	BOMBA DE TRANSFERENCIA DE SODA CAUSTICA
GA-1001A/R	BOMBA DE REFILLO DE LA TORRE DESISOMERIZADORA
GA-1002A/R	BOMBA DE PRODUCTO ISOMERIZADO
GA-1003A/R	BOMBA DE FONDOS DE LA TORRE DESISOMERIZADORA

NOTAS

- 1.- PARA MAYOR INFORMACION DE LAS CORRIENTES, REFERIRSE AL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPLEMENTARIO.
- 2.- ESTE DOCUMENTO SE COMPLEMENTA CON LOS DIB No. FG-UNAM-01 y FG-UNAM-02.

CORRIENTES PRINCIPALES				
CORRIENTE No.	221	223	243	551
TEMPERATURA °C	35	34	162	107
PRESION Kg/cm ²	7.8	6.5	15.3	10.8
FLUJO Kg/h	1259	1259	45527	10343
ENTALPIA kWh/ton/h	0.11	0.11	4.18	0.0508

REFINERIA "ING. ANTONIO M. AMOR" SALAMANCA, GTD.	PLANTA ISOMERIZADORA DE PENTANOS Y HEXANOS
	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO - SECCION DE ESTABILIZACION Y DESISOMEX -
	ESCALA: 5X MAY 1971
DIBUJO No. FG-UNAM-03	

4.3. LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS DE OPERACION</u>
TORRES		
DA-601	Torre estabilizadora.	Domos: P = 14.9 Kg/cm ² man., T = 100°C Fondos: P = 15.5 Kg/cm ² man., T = 164°C
DA-602	Torre lavadora de gas ácido.	P = 7.3 Kg/cm ² man , T = 38°C
DA-1001	Torre desisohexanizadora	Domos: P = 2.1 Kg/cm ² man., T = 82°C Fondos: P = 2.5 Kg/cm ² man., T = 107°C
REACTORES		
DC-601A/B	Reactores de isomerización.	P = 33.5 Kg/cm ² man., T = 177°C
CAMBIADORES DE CALOR		
EA-601	Enfriador de gas H ₂ de la 1° etapa.	Q = 0.04 MMKcal/h
EA-602	Enfriador de gas H ₂ de la 2° etapa	Q = 0.04 MMKcal/h
EA-603	Vaporizador de regenerante	Q = 0.20 MMKcal/h
EA-604	Condensador de regenerante.	Q = 0.38 MMKcal/h
EA-605	Calentador de alimentación/fondos de Torre estabilizadora.	Q = 1.12 MMKcal/h
EA-606	Calentador de alimentación/fondos Tanque de agotamiento de azufre.	Q = 1.08 MMKcal/h
EA-607	Enfriador de la alimentación.	Q = 0.49 MMKcal/h
EA-608	1° Calentador de la alimentación combinada.	Q = 2.62 MMKcal/h
EA-609	2° Calentador de la alimentación combinada.	Q = 1.55 MMKcal/h
EA-610	Calentador de carga.	Q = 2.62 MMKcal/h
EA-611	Enfriador del producto isomerizado	Q = 0.48 MMKcal/h
EA-612	Rehervidor de Torre estabilizadora	Q = 4.05 MMKcal/h
EA-613	Condensador Torre estabilizadora.	Q = 0.36 MMKcal/h
EA-614	Calentador de sosa cáustica.	Q = 0.20 MMKcal/h
EA-1001	Condensador de la Torre desisohexanizadora	Q = 11.96 MMKcal/h
EA-1002	Rehervidor de la Torre desisohexanizadora.	Q = 11.53 MMKcal/h

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS DE OPERACION</u>
EC-601	Enfriador con aire de la aliment	Q = 1.32 MMKcal/h
EC-602	Enfriador con aire del producto isomerizado.	Q = 2 54 MMKcal/h
EC-603	Enfriador con aire de la Torre estabilizadora.	Q = 1.64 MMKcal/h
BH-601	Sobrecalentador de regenerante.	Q = 232 KW (Eléctrico)

RECIPIENTES

FA-600	Tanque de alimentación fresca de C ₃ /C ₆ .	P = 7.0 Kg/cm ² man., T = 38°C
FA-601	Tanque de succión del compresor de 1° etapa.	P = 9.9 Kg/cm ² man, T = 35°C
FA-602	Tanque de succión del compresor de 2° etapa	P = 19.5 Kg/cm ² man., T = 38°C
FA-603	Tanque de agotamiento de gas H ₂ .	P = 36.0 Kg/cm ² man., T = 38°C
FA-604A/B	Secadores de gas H ₂ .	P = 35.9 Kg/cm ² man, T = 38°C
FA-606	Tanque de agotamiento de azufre	P = 8.4 Kg/cm ² man., T = 121°C
FA-607A/B	Secadores de la alimentación Líquida.	P = 6.8 Kg/cm ² man, T = 38°C
FA-608	Tanque de balance de alimentación al reactor.	P = 6.4 Kg/cm ² man., T = 38°C
FA-610	Tanque acumulador de reflujo de la Torre estabilizadora.	P = 14.1 Kg/cm ² man., T = 38°C
FA-611	Tanque desgasificador de sosa cáustica.	P = 0.14 Kg/cm ² man., T = 38°C
FA-1001	Tanque acumulador de reflujo de la Torre desisohexanizadora.	P = 1.7 Kg/cm ² man., T = 71°C

BOMBAS

GA-600A/R	Bomba de envío de C ₃ /C ₆ .	Q = 318 GPM, Pd = 11.6 Kg/cm ² man.
GA-601A/R	Bomba de carga al reactor.	Q = 361 GPM, Pd = 42.8 Kg/cm ² man.
GA-604A/R	Bomba de reflujo a la torre estabilizadora.	Q = 200 GPM, Pd = 18.3 Kg/cm ² man.
GA-605A/R	Bomba para recirculación de sosa cáustica.	Q = 44 GPM, Pd = 9.5 Kg/cm ² man.
GA-606	Bomba de transferencia de sosa gastada	Q = 55 GPM, Pd = 2.5 Kg/cm ² man
GA-1001A/R	Bomba de reflujo de la Torre desisohexanizadora.	Q = 816 GPM, Pd = 5.5 Kg/cm ² man.
GA-1002A/R	Bomba de producto isomerizado	Q = 272 GPM, Pd = 8.7 Kg/cm ² man
GA-1003A/R	Bomba de fondos de la Torre desisohexanizadora.	Q = 81 GPM, Pd = 13.5 Kg/cm ² man.
GB-601A/B	Compresores de gas H ₂ .	Pd = 36.3 Kg/cm ² man. (2° etapa) Q = 2683 m ³ /h (1atm, 0°C)

4.4. CARACTERISTICAS DE INSTRUMENTACION Y CONTROL

La planta Isomerizadora es controlada desde el Edificio Central de Control de la Refinería vía un cuarto satélite, mediante el concepto del Sistema de Control Distribuido (DCS) de doble redundancia. El cuarto satélite tiene la función de coleccionar las señales de campo y enviarlas al Edificio Central de Control de la Refinería. La parte de control principal de la unidad (consolas, suministro de energía ininterrumpible, sistema de protección para paro (interlock), etc.) esta instalada en el Edificio Central de Control de la Refinería.

El cuarto satélite cuenta con un sistema de control de humedad para protección de los instrumentos, así como con detectores de nubes explosivas, detectores de fuego, alarmas y sistemas automáticos de extinción de fuego, cuyas señales serán integradas al DCS.

El sistema principal para control de la planta es el Sistema de Control Distribuido (DCS) digital, basado en microprocesadores. Los datos importantes del proceso, servicios auxiliares, alarmas, sistema de protección para paro (interlock) y otros sistemas de control de la planta serán recibidos en pantalla con posibilidad de imprimirse para llevar el registro de la operación. Tiene comunicación con los DCS's de las Unidades Hidrosulfuradoras de Naftas No. 1 y 2 .

El sistema de control esta diseñado para que la falla de cualquiera de sus componentes no cause la falla total del sistema. El diagnóstico del DCS incluirá fallas de suministro de energía eléctrica y cortos circuitos o circuitos abiertos en instrumentación de campo.

El suministro de energía ininterrumpible es del tipo compacto, libre de mantenimiento, con batería níquel-cadmio.

Se cuenta con instrumentos locales conectados al DCS y a los sistemas de protección de paro (interlock) para proteger la planta por falla de alguno de los servicios auxiliares requeridos, tales como vapor de calentamiento, agua de enfriamiento, electricidad, aire de instrumentos, etc. Los sistemas de protección (interlock) están de acuerdo con el controlador programable (PLC) de doble redundancia.

Los instrumentos eléctricos o electrónicos están sellados y a prueba de explosión, de acuerdo a la Clase 1, Grupo D, División 1 del NEC (Código Nacional Eléctrico).

4.5. SUSTANCIAS PELIGROSAS INVOLUCRADAS EN EL PROCESO

Las sustancias involucradas en el proceso, que por sus características pueden ser consideradas como peligrosas son las siguientes:

COMPUESTO	% MOL (*)
Acido Clorhídrico (HCl)	1.3
Benceno (BZ)	1.4
Ciclohexano (CH)	2.2
Ciclopentano (CP)	4.5
Hidrógeno (H ₂)	86.8
Isohexano (i-C ₆)	12.7
Isopentano (i-C ₅)	11.2
n-Hexano (n-C ₆)	29.5
n-Pentano (n-C ₅)	21.0
Metilciclopentano (MCP)	4.4
Percloroetileno (Cl)	96.0
Sosa cáustica (NaOH)	10 (%peso)

(*) % mol en alguna de las corrientes de proceso

4.5.1. RIESGOS PARA LA SALUD

INGESTION ACCIDENTAL

Acido clorhídrico	Venenooso, beber agua o leche, no inducir vómito
Benceno	Nocivo, beber agua o leche, no inducir vómito
Hidrógeno	No aplica
Hexano	Puede causar náusea, vómito, dolor de cabeza, depresión y dolor de abdomen. Beber agua o leche, no inducir vómito
Isohexano	Puede causar náusea, vómito, dolor de cabeza, depresión y dolor de abdomen. Beber agua o leche, no inducir vómito
Isopentano	Puede causar náusea, vómito, dolor de cabeza, depresión y dolor de abdomen. Beber agua o leche, no inducir vómito
Pentano	Nocivo. Beber agua o leche, no inducir vómito
Percloroetileno	Nocivo. Beber agua o leche, no inducir vómito
Sosa cáustica	Nocivo. Beber agua o leche, no inducir vómito

CONTACTO CON LOS OJOS

Acido clorhídrico	Causa quemaduras, lavar con abundante agua.
Benceno	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min.
Hidrógeno	No aplica
Hexano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Isohexano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Isopentano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Pentano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Percloroetileno	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Sosa cáustica	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min

CONTACTO CON LA PIEL

Acido clorhídrico	Causa quemaduras, lavar con abundante agua
Benceno	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Hidrógeno	No aplica
Hexano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Isohexano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Isopentano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Pentano	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Percloroetileno	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min
Sosa cáustica	Irritante, lavar con abundante agua durante 15 min

ABSORCION

Acido clorhídrico	Remover ropa y zapatos contaminados
Benceno	Remover ropa y zapatos contaminados
Hidrógeno	No aplica
Hexano	Remover ropa y zapatos contaminados
Isohexano	Remover ropa y zapatos contaminados
Isopentano	Remover ropa y zapatos contaminados
Pentano	Remover ropa y zapatos contaminados
Percloroetileno	Remover ropa y zapatos contaminados
Sosa cáustica	Remover ropa y zapatos contaminados

INHALACION

Acido clorhídrico	Venenosos. Trasladar al afectado hacia un lugar ventilado, dar respiración artificial u oxígeno
Benceno	Puede causar dolor de cabeza y dificultad para respirar. Trasladar al afectado hacia un lugar ventilado, dar respiración artificial u oxígeno
Hidrógeno	Si la atmósfera no contiene suficiente oxígeno, su inhalación puede causar mareos e inconsciencia. Trasladar al afectado hacia un lugar ventilado, dar respiración artificial u oxígeno
Hexano	Puede causar irritación en el tracto respiratorio, tos, arritmia cardíaca y mareos. Trasladar al afectado hacia un lugar ventilado, dar respiración artificial u oxígeno
Isohexano	Puede causar irritación en el tracto respiratorio, tos, arritmia cardíaca y mareos. Trasladar al afectado hacia un lugar ventilado, dar respiración artificial u oxígeno
Isopentano	Puede causar severa irritación de los pulmones, tos, edema pulmonar, excitación seguida por depresión. Trasladar al afectado hacia un lugar ventilado, dar respiración artificial u oxígeno
Pentano	Baja toxicidad. A muy altas concentraciones puede causar narcosis. Trasladar al afectado hacia un lugar ventilado, dar respiración artificial u oxígeno
Percloroetileno	Si ocurre malestar, trasladar al afectado hacia un lugar ventilado y dar atención médica
Sosa cáustica	No aplica

TOXICIDAD

NOMBRE	IDLH (ppm o mg/m ³)	TLV 8 HORAS (ppm o mg/m ³)	TLV 15 MIN (ppm o mg/m ³)
Acido clorhídrico	100 ppm	5 ppm	5 ppm por 5 min
Benceno	2000 ppm	10 ppm	75 ppm por 30 min
Hidrógeno	No disponible	No aplica	No aplica
Hexano	5000 ppm	50 ppm	500 ppm por 30 min
Isohexano	No disponible	No disponible	500 ppm por 30 min
Isopentano	No disponible	No disponible	No disponible
Pentano	5000 ppm	No disponible	No disponible
Percloroetileno	500 ppm	No disponible	100 ppm por 60 min
Sosa cáustica	200 mg/m ³	2 mg/m ³	No aplica

El benceno se encuentra clasificado dentro del instructivo No. 10 de la Secretaría del Trabajo y Previsión Social (STPS), como cancerígeno potencial para el hombre, basado en evidencias epidemiológicas limitadas, con niveles máximos de concentración permisibles de 10 ppm en el ambiente laboral durante 8 horas.

4.5.2. RIESGO DE FUEGO O EXPLOSION**INFLAMABILIDAD**

NOMBRE	LIMITES DE INFLAMABILIDAD EN AIRE (%Vol)	
	(LIS) SUPERIOR	(LII) INFERIOR
Benceno	7.9	1.3
Hidrógeno	75	4
Hexano	7.7	1.2
Isohexano	7.7	1.2
Isopentano	8.3	1.4
Pentano	8.3	1.4

4.5.3. DATOS DE REACTIVIDAD

El cloruro de hidrógeno reacciona moderadamente con producción de calor. Con materiales comunes absorbe rápidamente la humedad formando ácido clorhídrico, que es altamente corrosivo a la mayoría de los metales con producción de gas hidrógeno (inflamable, explosivo).

La sosa cáustica no reacciona con el agua, pero sí corroe al aluminio, al zinc y al estaño. Su contacto con estos metales pueden generar gas hidrógeno.

Las otras sustancias empleadas no son reactivas.

4.5.4. DATOS DE CORROSIVIDAD

El cloruro de hidrógeno absorbe rápidamente la humedad formando ácido clorhídrico, que es altamente corrosivo a la mayoría de los metales con producción de gas hidrógeno (inflamable, explosivo).

La solución cáustica corroe al aluminio, al zinc y al estaño. Su contacto con estos metales puede generar gas hidrógeno.

En caso de fuga de ácido clorhídrico, se deberá evitar la humedad de las corrientes, ya que el HCl en presencia de agua puede causar corrosión en líneas y equipos.

4.6. PROCEDIMIENTOS Y MEDIDAS DE SEGURIDAD PARA PROTECCION DE LA PLANTA

La subestación, incluyendo el cuarto eléctrico contiene transformadores de suficiente capacidad instalados en el exterior. El cuarto eléctrico esta presurizado de acuerdo a estándares.

Se cuenta con un sistema de emergencia que suministra energia eléctrica durante 30 minutos para alumbrado, circuitos de control, instrumentos y comunicaciones.

Así mismo, la planta dispone de un sistema de protección general de tierra física para todos los equipos, incluyendo una punta pararrayos en la Torre Estabilizadora.

El diseño estructural de los equipos se hizo de acuerdo con las últimas revisiones de códigos y estándares nacionales e internacionales para la consideración de las siguientes cargas:

- Cargas muertas
- Cargas de operación
- Cargas lleno de agua
- Cargas de viento
- Cargas sísmicas

La corrosión permisible para acero estructural será 1/16" como tolerancia total.

La selección del tipo de equipo eléctrico se realizó en función a la clasificación de áreas del NFPA-70 Código Nacional Eléctrico y al Estándar API RP-500, de acuerdo a la siguiente tabla:

- Motores Clase 1, Grupo B, Div. 1: a prueba de explosión
- Motores Clase 1, Grupo D, Div. 1: a prueba de explosión
- Las cajas de conexiones y accesorios en el área de proceso están a prueba de explosión.

Se consideró 3.2 mm de tolerancia a la corrosión y todas las partes de los reactores son del mismo material (acero al carbón). La fabricación de los reactores cuenta con estampado ASME.

Las consideraciones especiales que fueron tomadas para el diseño de los equipos que manejan hidrógeno fueron las siguientes:

- Corrosión permisible 32 mm para cada lado (lado tubos y lado envolvente).

Se tienen dispositivos locales de alarma contra fuego con sistema automático y botones de arranque manual localizados cada 50 m a lo largo del rack de tubería.

Se cuenta con protección contra fuego para soportes estructurales de acero para racks de tubería, así como para faldones o piernas de recipientes verticales que contengan materiales inflamables o que estén localizados en áreas peligrosas. La protección consta de un recubrimiento de 50 mm (2") de espesor de concreto aplicado en ambos lados de los soportes estructurales y faldones (interior y exterior) para recipientes de 1220 mm de diámetro y mayores. En plataformas se provee este recubrimiento en todas las entradas de hombre hasta 4.5 m (15 pies) de altura del piso terminado. Este tratamiento proporcionará un tiempo mínimo de 2 horas de exposición.

Algunos procedimientos generales para la atención a situaciones de emergencia en la planta se describen a continuación:

A) EXPLOSION, FUEGO, ROTURA DE LINEAS.

Las principales consideraciones en estos casos son: minimizar los daños al personal, prevenir el fuego o posibilidad de fuego y apagar el incendio. Las medidas a tomar son las siguientes:

1. Sonar la alarma y notificar a los servicios adecuados.
2. Detener la alimentación de gas e hidrocarburos a la planta y parar todas las fuentes de calor.
3. Depresionar la planta al sistema de desfogue y tratar de aislar el área afectada.
4. Sacar de operación el resto del equipo, tan pronto lo permita la situación.

B) FUGAS EN VALVULAS O RECIPIENTES.

En las válvulas o recipientes que contengan HCl, las fugas deberán repararse inmediatamente, ya que con la humedad de la atmósfera puede causar corrosión en los equipos.

C) FALLA DE ENERGIA ELECTRICA.

Cuando ocurre falla de energía eléctrica, deberá drenarse el reactor y disminuirse la presión, mediante el siguiente procedimiento:

1. Bloquear la alimentación de vapor al calentador de carga al reactor y al rehervidor de la estabilizadora.

2. De ser posible, restablecer el bombeo de agua de enfriamiento y el funcionamiento de los aeroenfriadores.
3. Bloquear la alimentación al reactor.
4. Depresionar el reactor a la estabilizadora para retirar los hidrocarburos del reactor. Depresionar la estabilizadora hasta 3 kg/cm^2 por encima de la presión de la lavadora cáustica. Si el reactor no puede ser depresionado a la estabilizadora, entonces depresionar a la línea de desfogue. Siempre que los reactores sean depresionados a la línea de desfogue, la alimentación al reactor, las líneas de purga de hidrógeno y la válvula de control de contrapresión deben estar cerradas.
5. Si es posible, usar la purga de hidrógeno al reactor para acelerar el enfriamiento. Para esto, debe usarse la línea de purga de hidrógeno que va a la entrada del reactor.
6. Continuar depresionando la estabilizadora hasta que los reactores se hayan depresionado lo más posible. Mantener la purga y enfriar el reactor hasta 65°C .
7. Si después de depresionar a la estabilizadora, la temperatura del reactor sube por arriba de 230°C , entonces depresionar a la línea de desfogue.
8. Una vez que la temperatura del reactor es de 65°C , restablecer la operación de la unidad siguiendo el procedimiento normal de arranque.

D) FALLA DE AIRE DE INSTRUMENTOS.

1. Cuando el aire de instrumentos falle, todas las válvulas de control asumirán su posición de falla.
2. Si hay falla de aire generalizada en la planta, ésta tendrá que parar.
3. Si el aire falla en una o dos válvulas, la operación podría continuar usando una derivación manual con atención constante del operador.
4. Si hay una falla de aire de instrumentos y la presión no puede ser restablecida, proceder de la siguiente manera:
 - i. Eliminar todas las fuentes de calor para evitar el sobrecalentamiento y la sobrepresión. El calentador de carga al reactor y el rehervidor de la estabilizadora deben ser sacados de operación.
 - ii. Parar la inyección de cloro.

- iii Para las válvulas que cierran en posición de falla, asegurarse de que la válvula de bloqueo asociada esté cerrada. Esto evitará pérdidas de control si se restablece la presión del aire.
- iv. Bloquear la alimentación al reactor usando la válvula de bloqueo de emergencia para evitar que regrese al circuito de alimentación cuando los reactores se estén depresionando. La presión en la estabilizadora y en la lavadora cáustica deberán ser controladas manualmente usando la derivación de las válvulas de control, ya que estas válvulas cierran a falla de aire.
- v. Cuando la presión del aire de instrumentos se restablezca y si la temperatura del reactor está por debajo de los 260°C, establecer máximo flujo de gas de reposición al reactor, vía la línea de purga de hidrógeno

E) FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO O DE LOS AEROENFRIADORES.

Si el agua de enfriamiento falla por un periodo largo de tiempo, será necesario parar la planta y realizar el siguiente procedimiento:

1. Detener el flujo de vapor al calentador de carga.
2. Mantener el flujo de gas de reposición y la alimentación al reactor.
3. Detener la inyección de cloruros cuando la temperatura del reactor sea 105°C.
4. Reducir las alimentaciones de vapor de calentamiento al rehervidor de la estabilizadora para mantener la presión en ella.
5. Seguir el procedimiento normal de paro.

F) PERDIDAS DE ALIMENTACION.

Los siguientes procedimientos reducirán la posibilidad de disparo de temperatura en el reactor cuando haya pérdida de alimentación.

El procedimiento 1 aplica cuando hay pérdida completa de alimentación y el procedimiento 2 aplica para cuando la alimentación es baja.

Procedimiento 1

1. Parar el flujo de vapor al calentador de carga.
2. Incrementar el flujo de gas de reposición al máximo, alimentar el gas de reposición por la línea de purga del reactor.
3. Depresionar lentamente el circuito de reacción a la estabilizadora.

4. Detener la inyección de cloro al reactor cuando la temperatura sea 105°C.
5. Observar la temperatura del reactor. Si la temperatura permanece por debajo de los 230°C continuar con la purga de gas de reposición y el enfriamiento del reactor hasta 150°C. Si se ha depresionado hasta 35 kg/cm² por encima de la estabilizadora y no se detiene el disparo de temperatura, depresionar los reactores a la línea de desfogue. Enfriar la unidad y reiniciar de acuerdo al procedimiento normal de arranque.

Procedimiento 2

Si la alimentación se pierde en los límites de batería de la unidad Penex o si por alguna razón se espera bajo flujo de alimentación (menor que el requerido para mantener un espacio velocidad de 0.5 global), entonces abrir la línea de recirculación de fondos de la estabilizadora a la línea de secado de la alimentación. Esto evitará un paro de emergencia en el circuito de reacción.

G) PERDIDA DE GAS DE REPOSICION

Cuando se presente pérdida de gas de reposición por un período largo de tiempo, se deberá seguir el siguiente procedimiento:

1. Detener el flujo de vapor al calentador de carga.
2. Detener la inyección de percloroetileno cuando la temperatura del reactor alcance los 105°C.
3. Depresionar lentamente el circuito del reactor a 24 kg/cm² para mantener la válvula de control de contrapresión abierta y alimentados los reactores.
4. Mantener el flujo hasta que puedan ser controlados los fondos de la estabilizadora.
5. Enfriar el reactor a 90°C y retirar la alimentación. Si la circulación no puede ser retirada, enfriar el reactor tanto como se pueda.
6. Restablecer la unidad siguiendo el procedimiento normal de arranque.
7. Si la temperatura del reactor excede los 230°C durante este procedimiento, detener la alimentación, bloquear el reactor y depresionar el reactor a la línea de desfogue.

H) ALTA TEMPERATURA DIFERENCIAL DEL REACTOR.

Con objeto de evitar un disparo en la temperatura del reactor.

- 1.- Evitar bajos flujos de líquido al reactor.

2.- Evitar grandes cantidades de benceno, olefinas o C7+ en la alimentación.

3.- Evitar sobrecalentamiento de la carga del reactor

A continuación se describen dos procedimientos de emergencia a seguir, dependiendo de la causa del disparo, cuando se presente una alta temperatura diferencial en el reactor.

Procedimiento 1

Si la temperatura de salida del reactor se incrementa y el incremento no coincide con una baja producción, una pérdida del gas de reposición o una excesiva temperatura de entrada al reactor, entonces el aumento de temperatura puede deberse a un incremento en el contenido de benceno, olefinas o C7+ en la alimentación. El procedimiento a seguir es:

- a. Detener el flujo de vapor al calentador de carga. Reducir la temperatura de entrada al reactor a 105°C.
- b. Abrir la válvula de purga de entrada al reactor, establecer el flujo de diseño de entrada al reactor e incrementar el flujo de gas de reposición al máximo. Esto acelerará la velocidad de enfriamiento del reactor.
- c. Detener la inyección de cloro cuando la temperatura de salida del reactor caiga a 105°C.
- d. Modificar las condiciones de la corriente de fraccionamiento para eliminar el benceno y otros materiales pesados de la alimentación.
- e. Estabilizar la unidad e incrementar la temperatura de entrada al reactor cuando la temperatura de salida del reactor disminuya.
- f. En caso de que la temperatura del reactor sobrepase los 450°C, seguir el Procedimiento 2 paso (e).

Procedimiento 2

Si la temperatura de salida del reactor se incrementa y el incremento coincide con una reducción en el flujo de alimentación o un incremento en la temperatura de entrada del reactor, la severidad del reactor es muy alta provocando un disparo de temperatura. Cuando la temperatura en cualquiera de los reactores pase los 200°C, tomar inmediatamente las siguientes acciones:

- a. Detener el flujo de vapor al calentador de carga.

- b. Abrir la válvula de purga de entrada al reactor e incrementar el flujo de gas de reposición al máximo. Esto acelerará la velocidad de enfriamiento del reactor y reducirá el tiempo de residencia del mismo.
- c. Asegurarse de que la velocidad de alimentación al reactor es equivalente al menos a un espacio velocidad de 0.5 por unidad o 1.0 por reactor. Usar la línea de recirculación de emergencia (fondos de la estabilizadora a los secadores) para incrementar carga, si no se dispone de alimentación fresca.
- d. Parar la alimentación de cloro.
- e. Depresionar lentamente el circuito del reactor a la estabilizadora. Depresionar la estabilizadora hasta que la presión sea 3.5 kg/cm^2 por encima de la lavadora cáustica, para permitir que el circuito del reactor sea depresionado lo más lentamente posible sin ventear a la línea de desfogue.
- f. Cuando los reactores hayan sido depresionados, vigilar la temperatura del reactor. Si la temperatura del reactor se incrementa por encima de los 230°C , hacer lo siguiente:
 1. Retirar la alimentación de líquido.
 2. Bloquear la línea de purga de gas de reposición a la entrada al reactor
 3. Bloquear la línea de alimentación a la estabilizadora en la válvula de control de presión del reactor.
 4. Depresionar el reactor a la línea de desfogue hasta 3.5 kg/cm^2 .
 5. Los reactores pueden ser enfriados utilizando una corriente de nitrógeno seco libre de oxígeno. El nitrógeno puede ser canalizado a través de los secadores de gas para asegurar su sequedad.
 6. Reiniciar la unidad siguiendo el procedimiento normal de arranque una vez que los reactores hayan sido enfriados por debajo de 65°C .
- g. Si después del paso (e), la temperatura del reactor cae por debajo de 230°C , entonces:
 1. Reiniciar la inyección de cloro.
 2. Llevar la temperatura del reactor a su nivel de operación normal.
 3. Aumentar la presión del reactor a su nivel normal.
 4. Disminuir el flujo de gas de reposición a su nivel normal.

5. Establecer las operaciones normales.

I) FALLA DE VAPOR DE CALENTAMIENTO.

Si hay falla de vapor, la planta debe parar. Para detener la producción de producto no estabilizado debe retirarse la alimentación de la unidad. El procedimiento es el siguiente:

1. Incrementar el flujo de gas de reposición al máximo.
2. Detener la inyección de cloro.
3. Detener la alimentación al reactor e inmediatamente depresionar los reactores a la estabilizadora hasta 3.5 kg/cm^2 por encima de la lavadora.
4. Enfriar los reactores hasta 150°C .
5. Si durante la falla de vapor de calentamiento la temperatura del reactor sube por encima de 230°C , los reactores deben depresionarse a la estabilizadora a la presión más baja posible. Si aún con esto la temperatura del reactor se incrementa por encima de los 230°C , entonces los reactores deben depresionarse a la línea de desfogue.

4.6.1. DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD

La unidad cuenta con un sistema de alarmas de incendio con dispositivos locales con sistema automático y botones de arranque localizados cada 50 m a lo largo del rack de tuberías. Las señales de alarma de cada dispositivo serán transferidas al sistema de alarmas del cuarto de control.

El sistema para control de eventos de la Planta de Isomerizadora de Pentanos y Hexanos y el área de almacenamiento de isómero producto consta de:

- Detectores de humo
- Detectores de fuego UV/IR
- Detectores de gas (nubes explosivas)
- Hidrantes
- Hidrantes para camión
- Extintores de polvo químico seco
- Extintores de CO_2
- Monitores
- Monitores elevados
- Boquillas aspersoras

El suministro de agua contraincendio esta disponible a cualquier hora provenientes de tanques de almacenamiento con capacidad total de 970,000 BPD. Cuenta con bombas para agua contraincendio con capacidad de 2,520 gpm, de las cuales cinco son accionadas con motor eléctrico y dos con motores de combustión interna a diesel, y con capacidad de 2,000 gpm, de las cuales dos bombas son accionadas con motor eléctrico y 100% de relevo con motor de combustión interna a diesel. Las máquinas de diesel tienen arranque manual y todas las bombas tienen paro manual. Cada máquina diesel tiene un tanque de suministro de diesel con capacidad para alimentación por gravedad por un período de tiempo no menor de 12 horas y todas las bombas cuentan con alarmas luminosas de emergencia.

El sistema de red de agua contraincendio es del tipo circuito cerrado. Se cuenta con una bomba para reposición de agua que mantiene la presión del sistema.

Los hidrantes de la planta tienen una capacidad de 500 gpm y 1000 gpm para el hidrante de camión. Se localizarán a una distancia máxima de 76.2 m, dependiendo del equipo al que darán servicio y están localizados sobre pasillos para su fácil acceso.

Se cuenta con monitores fijos en todas las áreas de proceso de 500 gpm, así como con sistemas de aspersión de 32 gpm sobre los Tanques FA-600, los Aeroenfriadores EC-601, EC-602 y EC-603 y las Bombas de Isómero Producto GA-1002A/B , cuyo propósito es el de proteger las superficies expuestas en caso de fuego. Las Esferas de Almacenamiento de Isómero Producto cuentan con dos anillos de aspersión cada una para el enfriamiento de éstas en caso de presentarse fuego en el área.

Se tienen extintores para fuego manuales, de polvo químico seco de 9 y 159 kg, y de CO₂ de 9 kg en la planta, y de polvo químico seco de 9 kg en el área de almacenamiento, los cuales están colocados en lugares visibles de fácil acceso.

Dentro de los sistemas de seguridad de la planta se cuenta con detectores de nubes explosivas y detectores de fuego UV/IR que están instalados a una altura conveniente y enfocados de tal manera que cubran la mayor cantidad de puntos probables de fuga en los equipos a los que están dirigidos. En el área de almacenamiento, los detectores de fuego están localizados en la parte inferior de las esferas a una altura tal que cubra las boquillas inferiores de las esferas, y en la parte superior de las esferas cubriendo las posibles fuentes emisoras de gas (válvulas, conexiones y bridas). Los detectores de explosividad están localizados a 0.9 m de distancia de las posibles fuentes emisoras de gas y ligeramente abajo (0.3 m) del plano horizontal, y en dirección a los vientos dominantes.

El área de almacenamiento cuenta con diques de contención con altura de 0.5 m, herméticos y sellados en los puntos por donde pasa la tubería. La capacidad volumétrica del redondeo es la necesaria para contener el 50% de la capacidad de los tanques.

El cuarto de control esta equipado con dos detectores de humo, dos extintores de CO₂ de 9 kg y un extintor de polvo químico de 9 kg.

5. HOJAS DE TRABAJO DEL HAZOP

5.1. ELEMENTOS A ANALIZAR

Para establecer los nodos a analizar es necesario revisar el DFP y la Descripción del Proceso, como se mencionó en el punto 3.4., para identificar los equipos que manejan sustancias peligrosas así como los equipos que son críticos en cuanto a los requerimientos de producción.

En el caso específico de la planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos, todos los equipos de proceso manejan sustancias consideradas como peligrosas, ya que los Hidrocarburos manejados (n-Pentano, n-Hexano, i-Pentano, i-Hexano, etc.) son inflamables y/o explosivos y moderadamente tóxicos, además del H₂ que es altamente explosivo e inflamable. Las sustancias químicas manejadas (HCl, Sosa cáustica, Percloroetileno) son tóxicas e incluso corrosivas (HCl, Sosa).

Debido a lo extenso del proceso, en el presente trabajo solo se analizarán los equipos de proceso que se consideran críticos para satisfacer los requerimientos de producción y los que manejan sustancias consideradas de mayor peligro y en alta concentración.

Cabe aclarar que los equipos de Servicios Auxiliares no manejan sustancias peligrosas, pero existen algunos que sí pueden ser críticos para los requerimientos de producción. Sin embargo, solo se analizarán los equipos de proceso.

En la tabla 5.1.1. y 5.1.2. se listan los nodos a analizar, de acuerdo al DFP y DTI's de la planta Isomerizadora.

5.2. PARAMETROS DE OPERACION A ANALIZAR

- Flujo
- Presión
- Temperatura
- Composición, concentración
- Velocidad de reacción
- Nivel

TABLA 5 1 1
EQUIPOS DE PROCESO (NODOS) CRITICOS

NODO	DESCRIPCION	EQUIPOS		
		CLAVE	SERVICIO	JUSTIFICACION
1	SISTEMA DE SECADO DEL GAS HIDROGENO	GB-601A/B	Compresores de gas H2	Se requiere enviar H2 a presión a los reactores, ya que las reacciones se llevan a cabo con H2 y alta presión
		FA-604A/B	Secadores de gas H2.	Se requiere eliminar la humedad presente en el gas H2, ya que el agua desactiva el catalizador de los reactores.
2	SISTEMA DE SECADO DE C5/C6 LIQUIDOS	FA-600	Tanque de aliment fresca de C5/C6.	Se requiere para el balance de carga proveniente de HDS No 2 (ver nota 3 del DFP-FQ-UNAM-01)
		GA-600A/R	Bomba de envío de C5/C6	Se requiere enviar la alim de C5/C6 proveniente de HDS No 2 a la planta Isomerizadora.
		FA-606	Tanque de agotamiento de azufre.	Se requiere eliminar el Azufre presente en la alim de C5/C6, ya que el Azufre desactiva el catalizador.
		FA-607A/B	Secadores de la aliment líquida.	Se requiere eliminar la humedad presente en la alim de C5/C6, ya que el agua desactiva el cataliz.
		EA-611	Enfriador del producto isomerizado	Se requiere enviar el isómero producto a almacenamiento a baja temperatura para evitar riesgos de incendio.
3	SISTEMA DE REACCION DE ISOMERIZACION	FA-608	Tanque de balance de alim. al reactor.	Es uno de los sistemas más importantes de la planta y el que requiere de mayor control, ya que en el se convierten los C5/C6 en el producto deseado (isómeros)
		GA-601A/R	Bomba de carga al reac	Se requiere presurizar y calentar la carga a los reactores, ya que las reacciones se llevan a cabo a alta presión y alta temperatura.
		EA-610	Calentador de carga.	
		DC-601A/B	Reactores de isomeriza.	

TABLA 5.1.1 (continuación)

NODO	DESCRIPCION	EQUIPOS		
		CLAVE	SERVICIO	JUSTIFICACION
4	SISTEMA DE ESTABILIZACION	DA-601	Torre estabilizadora.	Se requiere purificar el producto isomerizado obtenido de los reactores, se requiere eliminar el H2 disuelto, HCl y gases descompuestos (C1, C2, C3) del producto isomerizado, para cumplir con las especificaciones requeridas del producto.
		EC-603	Enfriador con aire de torre estabilizadora	
		EA-613	Condensador de torre estabilizadora	
		FA-610	Tanque acumulador de refujo de torre estabiliz	
		GA-604A/R	Bomba de refujo a la torre estabilizadora.	
		EA-612	Rehervidor de torre estabil.	
5	SISTEMA DE DESISOHEXANIZACION	DA-1001	Torre desisohehexanizadora	Se requiere purificar el producto isomerizado, se requiere separar los n-C5/n-C6 no convertidos de la corriente de producto isomerizado
		EA-1001	Condensador de torre desisohehexanizadora	
		FA-1001	Tanque acumulador de refujo de torre desisohehex	
		GA-1001A/R	Bomba de refujo de torre desisohehexanizadora.	
		GA-1002A/R	Bomba de producto isom.	
		EA-1002	Rehervidor de torre desisohehexanizadora	
		GA-1003A/R	Bomba de fondos de torre desisohehexanizadora	

TABLA 5 1 2
EQUIPOS DE PROCESO (NODOS) DE MAYOR PELIGRO

NODO	DESCRIPCION	EQUIPOS		
		CLAVE	SERVICIO	JUSTIFICACION
6	TREN DE COMPRESION PARA EL HIDROGENO	FA-601	Tanque de succión del compresor de 1a etapa.	El sistema maneja Hidrogeno en la más alta concentración posible dentro del proceso y a alta presión El H2 es altamente explosivo e inflamable, además, esta mezclado con C1, C2, C3, los cuales son inflamables
		EA-601	Enfriador de gas H2 de la 1a etapa	
		FA-602	Tanque de succión del compresor de 2a etapa.	
		EA-602	Enfriador de gas H2 de la 2a etapa.	
		FA-603	Tanque de agotamiento de gas H2	
		GB-601A/B * ¹	Compresores de gas H2.	
		FA-604A/B * ¹	Secadores de gas H2	
3	SISTEMA DE REACCION DE ISOMERIZACION	FA-608 *	Tanque de balance de alim. al reactor.	El sistema maneja una mezcla de H2, C5/C6 principalmente, a alta presión y alta temperatura. El H2 es altamente explosivo e inflamable, los C5/C6 son líquidos inflamables
		GA-601A/R *	Bomba de carga al reac	
		DC-601A/B *	Reactores de isomeriza	
7	SISTEMA DE LAVADO DE GAS ACIDO	DA-602	Torre lavadora de gas acid	El sistema maneja Sosa y HCl en la más alta concentración posible dentro del proceso, así como H2, C1, C2 y C3 a presión moderada. La sosa y HCl son tóxicos y corrosivos. El H2, C1, C2 y C3 son inflamables
		GA-605A/R	Bomba para recirculación de sosa cáustica	
		EA-614	Calentador de sosa caust.	
8	SISTEMA DE ALMACENAMIENTO	TE-601A/B	Esferas de almacenamiento del producto isomeriz.	El sistema maneja i-C5/i-C6 principalmente en la más alta concentración posible dentro del proceso y en grandes cantidades El i-C5 e i-C6 son inflamables.
		GA-620A/R	Bomba de envío del producto isomerizado	

* Equipos considerados también como críticos.

¹ Equipos a considerar para su análisis en el Nodo 1.

5.3. CONSIDERACIONES TOMADAS PARA LA REALIZACION DEL HAZOP

Al examinar una desviación específica, el primer tema que se analiza es la o las consecuencias que pudiera causar dicha desviación, si no hay ninguna consecuencia o se tiene alguna consecuencia insignificante, dicha desviación no se analiza y no aparece en las hojas de trabajo del HAZOP. Esto es con el fin de concentrarse en las desviaciones que pueden causar condiciones de riesgo o problemas de operación.

Las consecuencias se analizan suponiendo el peor de los casos, es decir, sin considerar las medidas de seguridad existentes. Esto es con el fin de examinar las consecuencias que pudieran ocurrir en caso de falla de la instrumentación y control que existe.

Después de analizadas las consecuencias, se examinan las medidas de seguridad (instrumentación y control) existentes para evitar que ocurra la desviación o mitigar las consecuencias asociadas a la desviación. Si las medidas de seguridad no son apropiadas o no existen, se proponen recomendaciones para reducir o eliminar el riesgo y/o evitar problemas de operación.

En el caso de las causas, pueden existir algunas causas comunes para varias desviaciones, por ejemplo, ruptura de tubos o válvulas de bloqueo cerradas pueden ocasionar la disminución de flujo en cualquier nodo. Para evitar muchas repeticiones innecesarias, solo se toman las causas más críticas posibles.

En el presente trabajo el estudio se realizará con la metodología DESVIACION-DESVIACION, debido a que en muchos casos las consecuencias y medidas de seguridad pueden ser las mismas para diferentes causas de la misma desviación, lo que provocaría muchas repeticiones utilizando la metodología CAUSA-CAUSA.

5.4. HOJAS DE TRABAJO DEL HAZOP

A continuación se presentan las hojas de trabajo del HAZOP, realizadas con el software PHA-Pro 3 de la compañía DYADEM International Ltd., especializado para análisis de riesgos.

Node: 1. SISTEMA DE SECADO DEL GAS HIDROGENO (GB-601A/B, FA-604A/B)	Drawings DFP-FQ-UNAM-01 DTI-M6-IIP-001, DTI-M6-IIP-002
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
1 1 Alta Presión de descarga en los compresores GB-601A/B				
	1. Descarga bloqueada.	1 Posible ruptura de líneas de descarga 2. Disparo de la presión en el sistema de reacción. 3. Falla de sellos 4. Posible ruptura de carcasa	1 Existe sistema de recirculación automático 2. Existen válvulas de seguridad (PSV-23A, 23B) y (PSV-2A, 2B) en las líneas de descarga de cada compresor. 3 Existen indicadores de presión en la descarga de cada compresor.	2 Instalar alarma por alta presión en sellos 4. Seguir procedimiento de depresionamiento de los reactores
1.2 No existe flujo o bajo flujo de H2 en los compresores GB-601A/B				
	1. Falla de alimentación de gas H2 desde la planta Reformadora No. 2 2. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de alimentación de gas H2.	1 Pérdida de alimentación de H2 a los reactores 2 Disparo de la temperatura en los reactores 3 La planta debe parar en caso de no existir flujo de H2. 4. Surging en los compresores. 5 Posible colapso de los tanques FA-601, 602 debido a vacío	1. Existe indicador totalizador de flujo en la línea de alimentación de gas H2 2 Existe indicador de flujo y relacionador de H2 en la alimentación a los reactores 3. La Refinería produce gas H2 en suficiente cantidad para cubrir la demanda requerida 4. Existe sistema de recirculación automático	5. Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta 6 Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores 7. Instalar candado en válvula de bloqueo en posición abierta.
1 3 Fuga de gas H2 en los compresores GB-601A/B				
	1 Fuga durante mantenimiento. 2 Falla de sellos 3 Ruptura de carcasa. 4 Ruptura de líneas de descarga	1. Posible formación de nube explosiva 2 Riesgo de incendio. 3 Pérdida de alimentación de H2 a los reactores. 4 Necesidad de paro de la planta.	1. Diseño de carcasa a prueba de explosión. 2. Existe indicador de flujo y relacionador de H2 en la alimentación a los reactores 3 Existen 2 detectores de gas al rededor de cada compresor 4. Procedimientos de mantenimiento. 5. Existen indicadores de presión en la descarga de cada compresor.	1 Instalar boquilla para CO2 en cada compresor. 2. Instalar alarma por alta presión en sellos. 5. Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta. 46 Seguir los procedimientos de emergencia.
1 4 Alta Presión en los secadores FA-604A/B				
	1. Alguna válvula de bloqueo cerrada a la descarga de los secadores. 2. Falla del operador al alinear líneas/válvulas correctas	1 Desfogue de H2 a quemador elevado 2 Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas	1 Se tiene código de colores de líneas y además están etiquetadas en campo 2. Existe sistema de depresionamiento de emergencia 3 Existen indicadores de presión a la salida de los secadores 4. Existen válvulas de seguridad (PSV-4A y 4B) a la descarga de cada secador	3. Seguir procedimiento de depresionamiento de los secadores

Node 1 SISTEMA DE SECADO DEL GAS HIDROGENO (GB-601A/B, FA-604A/B)	Drawings DFP-FQ-UNAM-01, DTI-M6-IIP-001 DTI-M6-IIP-002
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
1.5 Alta temperatura de regenerante en los secadores FA-604A/B				
	1. Falta del control de temperatura del sobrecalentador BH-601 2. Exceso de calentamiento en el sobrecalentador BH-601	1 Daño al material del adsorbente molecular de los secadores 2 Baja eficiencia de eliminación de agua presente en el gas H2	1 Existe indicador y alarma por alta temperatura a la salida del sobrecalentador BH-601 2. Existe analizador de humedad y alarma por alta concentración de agua a la salida de los secadores	10 Reajustar el controlador de temperatura del sobrecalentador BH-601 15. Seguir los procedimientos de enfriamiento y regeneración de los secadores FA-604A/B
1.6 Reacción entre H2 y regenerante (isómeros) en los sec FA-604A/B				
	1 Válvula de bloqueo abierta en la conexión del circuito de regeneración y secado. 2 Falta del operador al alinear líneas/válvulas correctas	1 Reacción entre el H2 e isómeros calientes dentro de los secadores FA-604A/B.	1 Existe sistema de control en los secadores que previene la apertura y cierre de las válvulas durante el secado y regeneración 2 Las líneas están etiquetadas en campo 3 Se tiene código de colores de líneas	12. Revisar posición de las válvulas durante la regeneración de los secadores
1.7 Fuga de gas H2 en los secadores FA-604A/B				
	1 Ruptura de empaques de las juntas de las bridas. 2 Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas 3. Fuga en conexiones de instrumentos.	1 Pérdida de alimentación de H2 a los reactores 2 Posible formación de nube explosiva 3. Riesgo de incendio 4 Necesidad de paro de la planta	1 Procedimientos de inspección y mantenimiento 2 Existe indicador y alarma por baja presión a la salida de cada secador 3 Existe indicador de flujo y relacionador de H2 en la alimentación a los reactores 4 Existen 2 detectores de gas en el área de los secadores. 5 Extintores sobre ruedas de polvo químico seco cerca de los secadores	5. Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta 46 Seguir los procedimientos de emergencia.
1.8 Mayor composición de agua en la alm de gas H2 hacia FA-604A/B				
	1 Descontrol o contaminación del producto proveniente de la Reformadora No. 2.	1 Saturación acelerada del adsorbente molecular de los secadores FA-604A/B	1 Existe analizador de humedad y alarma por alta concentración de agua a la salida de los secadores	11 Seguir el procedimiento de regeneración de los secadores FA-604A/B 13. Monitorear la composición de la corriente de alimentación proveniente de la Reformadora No. 2.
1.9 Saturación del adsorbente molecular de los sec FA-604A/B				
	1 No regeneración de los secadores FA-604A/B.	1. Baja eficiencia de eliminación de agua en los secadores FA-604A/B 2 Presencia de agua en la corriente de alimentación a los reactores.	1. Existe analizador de humedad y alarma por alta concentración de agua a la salida de los secadores	11. Seguir el procedimiento de regeneración de los secadores FA-604A/B

Node 2 SISTEMA DE SECADO DE C5/C6 LIQUIDOS (FA-600, GA-600A/R, FA-606, FA-607A/B, EA-611)	Drawings DFP-FQ-UNAM-01, DTI-M6-IIP-003, DTI-M6-IIP-006A
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
2.1 No existe flujo de alimentación de C5/C6 hacia el tanque FA-600				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Falla de la alimentación de C5/C6 proveniente de HDS No 2. 2. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de alimentación de C5/C6. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Recirculación total del flujo de fondos de la torre desisohexanizadora hacia la alimentación 2. Disminución de la capacidad de producción de la planta 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de flujo en la línea de alimentación de C5/C6 líquidos. 2. La Refinería produce C5/C6 en suficiente cantidad para cubrir la demanda requerida. 3 Existe alarma por bajo nivel en el tanque FA-600. 	<ol style="list-style-type: none"> 7 Instalar candado en válvula de bloqueo en posición abierta. 16. Seguir el procedimiento para el caso de recirculación total de fondos de la torre desisohexanizadora
2.2 Bajo nivel en el tanque FA-600				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Falla de válvula de control de nivel en posición abierta 2 Válvula de drenaje del tanque abierta. 3 Bajo flujo de alimentación de C5/C6 líquidos 4 Retroceso de flujo en la línea de alimentación de C5/C6 al tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Posible cavitación de la bomba GA-600A/R. 2. Posible colapso del tanque debido a vacío 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe válvula check en la línea de alimentación de C5/C6 2. Existe indicador de flujo en la línea de alimentación de C5/C6. 3 Existe alarma por bajo nivel en el tanque 4 Existe indicador de nivel en el tanque 	<ol style="list-style-type: none"> 17. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-600A/R. 23 Reajustar la válvula de control 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
2.3 Mayor presión de descarga en la bomba GA-600A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Descarga bloqueada 2 Falla de la válvula de control de nivel del tanque FA-600 en posición cerrada 3. Falla de la válvula check (retroceso de flujo) de la descarga de la boma de relevo colocada en paralelo. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Posible ruptura de la línea de descarga 2 Falla de sellos 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 2 Existe dispositivo de paro e indicador luminoso por sobrecarga en cada bomba 	<ol style="list-style-type: none"> 23 Reajustar la válvula de control 24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento
2.4 Menor presión de descarga en la bomba GA-600A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Válvula de bloqueo abierta en el drenaje de la bomba. 2 Fuga a través de los sellos de la bomba 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Pérdida de hidrocarburos hacia el drenaje 2. Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 2. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 3 Existe detector de fuego y de gas entre las bombas. 	<ol style="list-style-type: none"> 24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 27. Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas 46 Seguir los procedimientos de emergencia.
2.5 Fuga de Hidrocarburos en la bomba GA-600A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Falla de sellos 2 Ruptura de carcasa. 3. Ruptura de la línea de descarga. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Pérdida de alimentación de C5/C6 a los reactores 2. Riesgo de incendio. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Diseño de carcasa a prueba de explosión 2. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 3 Existe detector de fuego y de gas entre las bombas 4 Existe bomba de relevo, GA-600R 	<ol style="list-style-type: none"> 24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 25. Acondicionar diques drenados al rededor de las bombas 46. Seguir los procedimientos de emergencia.

Node 2 SISTEMA DE SECADO DE C5/C6 LIQUIDOS (FA-600, GA-600A/R, FA-606, FA-607A/B, EA-611)	Drawings DFP-FQ-UNAM-01 DTI-M6-IIP-003, DTI-M6-IIP-006A
--	---

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
2.6 No hay presión de succión en la bomba GA-600A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Bajo nivel o pérdida de nivel en el tanque FA-600 2 Pérdida de presión en el tanque FA-600. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Posible cavitación de la bomba 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-600 2. Existe indicador de presión en el tanque FA-600 	<ol style="list-style-type: none"> 17 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-600A/R
2.7 No existe flujo de alimentación hacia la bomba GA-600A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de succión de la bomba 2 Taponamiento de la boquilla de salida del tanque FA-600 3. Válvula de drene del tanque FA-600 abierta 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Posible cavitación de la bomba 2. Pérdida de alimentación de C5/C6 a los reactores 3 Disparo de la temperatura en los reactores 4 Necesidad de paro de la planta. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Existe indicador de flujo y relacionador de H2 en la alimentación a los reactores 2 Procedimientos de mantenimiento. 3 Existe indicador y alarma por alta temperatura en los reactores 	<ol style="list-style-type: none"> 5 Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta 6 Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
2.8 Alta temperatura del líquido en la bomba GA-600A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Sobrecaentamiento del motor e impulsor de la bomba 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Aumento de la presión de saturación del líquido. 2 Posible cavitación de la bomba 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Procedimientos de mantenimiento 2 Existe la bomba de relevo, GA-600R 	<ol style="list-style-type: none"> 26 Dar mantenimiento predictivo y preventivo
2.9 Mayor composición de Azufre en la alim liq de C5/C6 hacia FA-606				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Descontrol o contaminación del producto proveniente de HDS No. 2 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Saturación acelerada del adsorbente molecular de el tanque FA-606. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe analizador y alarma por alta concentración de Azufre en la línea de alim de C5/C6 proveniente de HDS No 2 	<ol style="list-style-type: none"> 18 Seguir el procedimiento de regeneración de el tanque FA-606
2.10 Saturación del adsorbente molecular del tanque FA-606				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 No regeneración del tanque FA-606. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Baja eficiencia de eliminación de Azufre en el tanque FA-606 2. Presencia de Azufre en la corriente de alimentación a los reactores 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe sistema de muestreo cerrado a la salida del tanque para analizar contenido de azufre. 2 Se efectúan análisis de contenido de azufre por lo menos una vez al día 	<ol style="list-style-type: none"> 18 Seguir el procedimiento de regeneración de el tanque FA-606
2.11 Alta temperatura en el tanque FA-606				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Incremento de la temperatura de fondos de la torre DA-601 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Daño al adsorbente molecular del tanque FA-606. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador y alarma por alta temperatura en la línea de alimentación al tanque 2 Existen indicadores de temperatura a la entrada y salida, por el lado de tubos y coraza, en el cambiador de calor EA-605 previo al tanque FA-606 3 Existe indicador de temperatura en la salida de fondos de la torre DA-601 	

Node 2 SISTEMA DE SECADO DE C5/C6 LIQUIDOS (FA-600, GA-600A/R, FA-606, FA-607A/B, EA-611)	Drawings: DFP-FQ-UNAM-01, DTI-M6-IIP-003; DTI-M6-IIP-006A
--	---

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
2.11 cont'd				
			4 Existe control manual para bypass de fondos de la torre DA-601 en el EA-605	
2.12 Baja temperatura en el tanque FA-606				
	1. Disminución de la temperatura de fondos de la torre DA-601.	1. Baja eficiencia de eliminación de Azufre en el tanque FA-606. 2. Presencia de Azufre en la corriente de alimentación a los reactores.	1 Existe indicador de temperatura en la salida de fondos de la torre DA-601. 2. Existe indicador de temperatura en la línea de alim. al tanque 3. Existen indicadores de temperatura a la entrada y salida, por el lado de tubos y coraza, en el cambiador de calor EA-605 previo al tanque FA-606 4 Existe sistema de muestreo cerrado a la salida del tanque para analizar contenido de azufre. 5 Se efectuan análisis de contenido de azufre por lo menos una vez al día	19 Instalar alarma por baja temperatura.
2.13 Mayor composición de agua en la alim. de C5/C6 hacia FA-607A/B				
	1 Descontrol o contaminación del producto proveniente de HDS No. 2.	1. Saturación acelerada del adsorbente molecular de los secadores FA-607A/B.	1 Existe analizador de humedad y alarma por alta concentración de agua a la salida de los secadores FA-607A/B	20. Seguir el procedimiento de regeneración de los secadores FA-607A/B 21 Monitorear la composición de la corriente de alimentación proveniente de HDS No. 2
2.14 Saturación del adsorbente molecular de los sec. FA-607A/B				
	1 No regeneración de los secadores FA-607A/B.	1. Baja eficiencia de eliminación de agua en los secadores FA-607A/B. 2 Presencia de agua en la corriente de alimentación a los reactores.	1 Existe analizador de humedad y alarma por alta concentración de agua a la salida de los secadores	20. Seguir el procedimiento de regeneración de los secadores FA-607A/B
2.15 Alta temperatura de regenerante en los secadores FA-607A/B				
	1. Falla del control de temperatura del sobrecalentador BH-601 2 Exceso de calentamiento en el sobrecalentador BH-601	1. Daño al material del adsorbente molecular de los secadores 2. Baja eficiencia de eliminación de agua presente en la alimentación líquida de C5/C6.	1 Existe indicador y alarma por alta temperatura a la salida del sobrecalentador BH-601 2. Existe analizador de humedad y alarma por alta concentración de agua a la salida de los secadores	10. Reajustar el controlador de temperatura del sobrecalentador BH-601. 22. Seguir los procedimientos de enfriamiento y regeneración de los secadores FA-607A/B.

Node: 2 SISTEMA DE SECADO DE C5/C6 LIQUIDOS (FA-600, GA-600A/R, FA-606, FA-607A/B, EA-611)	Drawings: DFP-FQ-UNAM-01, DTI-M6-IIP-003, DTI-M6-IIP-006A
---	---

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
2.16 Mezcla entre la alim. de C5/C6 y regenerante en los sec FA-607A/B				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla del operador al alinear líneas/válvulas correctas Válvula de bloqueo abierta en la conexión del circuito de regeneración y secado 	<ol style="list-style-type: none"> Mezclado y degradación del número de octano (RON) del producto isómero usado como regenerante 	<ol style="list-style-type: none"> Existe sistema de control en los secadores que previene la apertura y cierre de las válvulas durante el secado y regeneración Las líneas están etiquetadas en campo Se tiene código de colores de líneas 	<ol style="list-style-type: none"> Revisar posición de las válvulas durante la regeneración de los secadores.
2.17 Alta temperatura de isómero producto en el enfriador EA-611				
	<ol style="list-style-type: none"> Válvula de bloqueo cerrada a la entrada o salida del agua de enfriamiento. Descontrol e incremento de la temperatura de domos de la torre desisohexanizadora Incremento de la temperatura del agua de enfriamiento 	<ol style="list-style-type: none"> Envío de producto (isómeros) a alta temperatura hacia almacenamiento Sobrepresión en las líneas y tubos del enfriador 	<ol style="list-style-type: none"> Existe alarma por alta temperatura a la salida del enfriador EA-611 Existe indicador de temperatura a la entrada y salida del enfriador EA-611 Existe indicador de temp. en las líneas de entrada y salida de agua de enfriamiento Existe válvula de seguridad (PSV-29) en la entrada de agua de enfriamiento 	<ol style="list-style-type: none"> Restablecer la temperatura en la torre. Verificar posición de las válvulas de bloqueo
2.18 Alta presión en el enfriador EA-611				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de flujo a la salida del EA-611 en posición cerrada. Incremento de la presión de descarga de la bomba GA-1002A/R. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de salida del EA-611 	<ol style="list-style-type: none"> Disminución del flujo de producto (Isómeros) hacia almacenamiento. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba GA-1002A/R. Existe indicador totalizador de flujo en la línea de envío de isómeros hacia almacenamiento. 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control.

Node: 3 SISTEMA DE REACCION DE ISOMERIZACION (FA-608, GA-601A/R, EA-610, DC-601A/B)	Drawings: DTI-M6-IIP-003, DFP-FQ-UNAM-02, DTI-M6-IIP-005
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
3 1 Baja presión en el tanque FA-608				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de presión, (admisión) en posición cerrada, (escape) en posición abierta. Falla de los compresores GB-601A/B Bajo flujo de hidrocarburos hacia el tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> Depresionamiento de los reactores Posible colapso del tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en el tanque y en los reactores DC-601A/B Existe indicador de flujo y válvula de recirculación por bajo flujo de hidrocarburos en la descarga del tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. Restablecer la presión en los reactores.
3 2 Alta presión en el tanque FA-608				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de presión, (escape) en posición cerrada, (admisión) en posición abierta Válvula de bloqueo cerrada en la descarga del tanque 	<ol style="list-style-type: none"> Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en el tanque Existe válvula de seguridad (PSV-12) en el tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control Verificar posición de las válvulas de bloqueo.
3 3 No existe flujo de gas H2 hacia el tanque FA-608				
	<ol style="list-style-type: none"> Válvula de bloqueo cerrada en la línea de alimentación de H2 al tanque Válvula de purga abierta en la línea de alimentación de H2 al tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> Depresionamiento del tanque Depresionamiento de los reactores. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en el tanque y en los reactores DC-601A/B. 	<ol style="list-style-type: none"> Verificar posición de las válvulas de bloqueo.
3 4 Bajo nivel en el tanque FA-608				
	<ol style="list-style-type: none"> Bajo flujo de hidrocarburos hacia el tanque. Válvula de drene del tanque abierta. 	<ol style="list-style-type: none"> Posible cavitación de la bomba GA-601A/R 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque Existe indicador de flujo y válvula de recirculación por bajo flujo de hidrocarburos en la descarga del tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-601A/R
3.5 Fuga de H2 e hidrocarburos en el tanque FA-608				
	<ol style="list-style-type: none"> Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas. Fuga en conexiones de instrumentos. 	<ol style="list-style-type: none"> Riesgo de incendio. Perdida de alimentación a los reactores. Necesidad de paro de la planta. Riesgo de explosión 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en el tanque Existen anillos de agua contra incendio superior e inferior en el tanque FA-608. 	<ol style="list-style-type: none"> Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. Seguir los procedimientos de emergencia.
3 6 Mayor presión de descarga en la bomba GA-601A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> Descarga bloqueada. Falla de la válvula de control de flujo en posición cerrada. Falla de la válvula check(retroceso de flujo) de la descarga de la bomba de relevo colocada en paralelo 	<ol style="list-style-type: none"> Falla de sellos. Posible ruptura de la línea de descarga. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba Existe dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga en cada bomba Existe indicador de flujo en la descarga de la bomba. 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento.

Node: 3 SISTEMA DE REACCION DE ISOMERIZACION (FA-608, GA-601A/R, EA-610, DC-601A/S)	Drawings: DTI-M6-IIP-003, DFP-FQ-UNAM-02; DTI-M6-IIP-005
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
3.7 Menor presión de descarga en la bomba GA-601A/R				
	1. Fuga a través de los sellos de la bomba. 2. Válvula de bloqueo abierta en el drene de la bomba	1. Pérdida de hidrocarburos hacia el drenaje. 2. Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio.	1. Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 2. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 3. Existe detector de fuego entre las bombas	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. 46 Seguir los procedimientos de emergencia
3.8 Fuga de hidrocarburos en la bomba GA-601A/R				
	1. Falla de sellos. 2. Ruptura de carcaza. 3. Ruptura de la línea de descarga.	1. Pérdida de alimentación de C5/C6 a los reactores 2. Riesgo de incendio	1. Diseño de carcaza a prueba de explosión. 2. Existe indicador de flujo y relacionador de H2 en la alimentación a los reactores 3. Existe bomba de relevo, GA-601R 4. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 5. Existe detector de fuego entre las bombas.	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 25. Acondicionar diques drenados al rededor de las bombas. 46. Seguir los procedimientos de emergencia
3.9 No existe flujo de alimentación hacia la bomba GA-601A/R				
	1. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de succión de la bomba. 2. Taponamiento de la boquilla de salida del tanque FA-608. 3. Válvula de drene del tanque FA-608 abierta.	1. Posible cavitación de la bomba. 2. Pérdida de alimentación de C5/C6 a los reactores. 3. Disparo de la temperatura en los reactores. 4. Necesidad de paro de la planta.	1. Existe indicador de flujo y relacionador de H2 en la alimentación a los reactores 2. Procedimientos de mantenimiento. 3. Existe indicador y alarma por alta temperatura en los reactores	5 Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta. 6. Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores. 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
3.10 No hay presión de succión en la bomba GA-601A/R				
	1. Bajo nivel o pérdida de nivel en el tanque FA-608. 2. Baja presión en el tanque FA-608.	1. Posible cavitación de la bomba 2. Posible colapso del tanque FA-608 debido a vacío.	1. Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-608 2. Existe indicador de presión en el tanque FA-608 3. Existe indicador de presión diferencial en la succión de la bomba.	32 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-601A/R
3.11 Alta temperatura del líquido en la bomba GA-601A/R				
	1. Sobrecalentamiento del motor e impulsor de la bomba.	1. Aumento de la presión de saturación del líquido. 2. Posible cavitación de la bomba.	1. Procedimientos de mantenimiento 2. Existe bomba de relevo, GA-601R.	26. Dar mantenimiento predictivo y preventivo.
3.12 No existe flujo o bajo flujo de vapor en el calentador EA-610				
	1. Falla de la válvula de control de flujo de condensados del	1. Baja temperatura en la corriente de alimentación a	1. Existe indicador y alarma por bajo flujo en la línea de	23. Reajustar la válvula de control

Node 3 SISTEMA DE REACCION DE ISOMERIZACION (FA-608, GA-601A/R, EA-610, DC-601A/B)	Drawings: DTI-M6-IIP-003, DFP-FQ-UNAM-02; DTI-M6-IIP-005
---	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recomendations
3 12 cont'd				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. cont'd EA-610 en posición cerrada 2. Válvula de bloqueo cerrada a la entrada o salida del vapor de calentamiento 	<ol style="list-style-type: none"> 1. cont'd los reactores. 2. Disminución de la temperatura en los reactores. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. cont'd condensadas. 2. Existe indicador de temperatura a la entrada y salida del EA-610 3. Existen indicadores de temperatura en los reactores 	<ol style="list-style-type: none"> 29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo
3 13 Alto flujo de vapor en el calentador EA-610				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Falla de la válvula de control de flujo de condensados del EA-610 en posición abierta 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Alta temperatura en la corriente de alimentación a los reactores. 2. Disparo de la temperatura en los reactores. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Existe indicador de flujo en la línea de condensados. 2. Existe indicador y alarma por alta temperatura en los reactores 3. Existe indicador de temperatura a la entrada y salida del EA-610 	<ol style="list-style-type: none"> 6. Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores 23. Reajustar la válvula de control
3 14 No existe flujo o bajo flujo de C5/C6 en los reactores DC-601A/B				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Falla del operador al alinear líneas/válvulas correctas 2. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de alimentación a los reactores. 3. Falla de la válvula de control de flujo a la salida de GA-601A/R en posición cerrada. 4. Falla de la bomba GA-601A/R 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Disminución del espacio velocidad de líquido por hora (LHSV) de los reactores. 2. Disminución de la capacidad de producción de la planta. 3. La planta debe parar en caso de no existir flujo de C5/C6 4. Disparo de la temperatura en los reactores. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Existe indicador luminoso por apertura y cierre en la válvula de bloqueo de alimentación a los reactores. 2. Se tiene código de colores de líneas y además están etiquetadas en campo 3. Existe indicador y alarma por alta temperatura en los reactores. 4. Existe indicador y alarma por bajo flujo a la descarga de la bomba GA-601A/R. 5. Existe bomba de relevo, GA-601R. 	<ol style="list-style-type: none"> 5. Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta 6. Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores. 23. Reajustar la válvula de control 24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento.
3.15 Alto flujo de C5/C6 en los reactores DC-601A/B				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Falla de la válvula de control de flujo a la salida de GA-601A/R en posición abierta 2. Falla del relacionador de H2. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Aumento del LHSV de los reactores. 2. Disminución en la conversión de isómeros 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Existe indicador de flujo a la descarga de la bomba GA-601A/R. 	<ol style="list-style-type: none"> 8. Seguir procedimientos de mantenimiento. 23. Reajustar la válvula de control
3.16 No existe flujo o bajo flujo de H2 en los reactores DC-601A/B				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Falla de los compresores GB-601A/B. 2. Falla del relacionador de H2 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Disminución en la conversión de isómeros. 2. La planta debe parar en caso de no existir flujo de H2. 3. Disparo de la temperatura en los reactores 4. Depresionamiento de los reactores. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Procedimientos de mantenimiento 2. Existe indicador y alarma por bajo flujo en la alimentación de H2 al EA-608. 3. Existe indicador y alarma por alta temperatura en los reactores 	<ol style="list-style-type: none"> 5. Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta 6. Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores

Node 3. SISTEMA DE REACCION DE ISOMERIZACION (FA-608, GA-601A/R, EA-610, DC-601A/B)	Drawings DTI-M6-IIP-003, DPP-FQ-UNAM-02, DTI-M6-IIP-005
--	---

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
3.17 Alto flujo de H2 en los reactores DC-601A/B				
	1. Falla del relacionador de H2. 2. Falla de las válvulas de control de presión del tren de compresión de H2, que mandan a recirculación, en posición cerrada.	1 Alta conversión de isómeros 2 Desperdicio de gran cantidad de H2 no convertido.	1. Existe indicador y alarma por alto flujo en la alm de H2 al EA-608. 2 Procedimientos de mantenimiento	23 Reajustar la válvula de control.
3.18 Alta presión en los reactores DC-601A/B				
	1 Válvula de bloqueo cerrada en la descarga de los reactores. 2. Falla del operador al alinear líneas/válvulas correctas. 3. Alta presión de descarga de los compresores GB-601A/B	1 Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas.	1 Existen indicadores de presión a la entrada y salida de cada reactor 2 Se tiene código de colores de líneas y además están etiquetadas en campo 3 Existe sistema de depresionamiento de emergencia 4 Existen válvulas de seguridad (PSV-14A y 14B) a la entrada de cada reactor	4 Seguir procedimiento de depresionamiento de los reactores. 29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo.
3.19 Baja presión en los reactores DC-601A/B				
	1 Falla de los compresores GB-601A/B 2. Bajo flujo de H2	1 Baja conversión de isómeros	1. Procedimientos de mantenimiento 2 Existe indicador y alarma por bajo flujo en la alimentación de H2 al EA-608. 3. Existen indicadores de presión a la entrada y salida de cada reactor	30. Restablecer la presión en los reactores
3.20 Alta temperatura en los reactores DC-601A/B				
	1 Alto flujo de vapor en el calentador EA-610. 2. Bajo flujo de C5/C6 hacia los reactores. 3. Bajo flujo de H2 hacia los reactores.	1. Formación de coque en el lecho del catalizador 2 Desintegración térmica de C5/C6 a cadenas más pequeñas.	1. Existen indicadores y alarmas por alta temperatura en los reactores 2 Existe indicador y alarma por bajo flujo a la descarga de la bomba GA-601A/R. 3. Existe indicador y alarma por bajo flujo en la alimentación de H2 al EA-608 4 Existe indicador de flujo en la línea de condensados del EA-610	6. Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores.
3.21 Baja temperatura en los reactores DC-601A/B				
	1. Bajo flujo de vapor en el calentador EA-610	1. Baja conversión de isómeros	1. Existen indicadores de temperatura en los reactores. 2. Existe indicador y alarma por bajo flujo en la línea de condensados del EA-610	31 Restablecer la temperatura en los reactores

Node. 3. SISTEMA DE REACCION DE ISOMERIZACION (FA-608, GA-601A/R, EA-610, DC-601A/B)	Drawings DTI-M6-IIP-003, DFP-FQ-UNAM-02; DTI-M6-IIP-005
---	---

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
3.22 Presencia de agua en la alimentación a los reactores DC-601A/B				
	1. Saturación del adsorbente molecular de los secadores FA-604A/B y FA-607A/B.	1. Desactivación permanente del catalizador de los reactores	1. Existe analizador de humedad y alarma por alta concentración de agua a la salida de los secadores FA-604A/B y FA-607A/B 2. Existe analizador de humedad a la salida de los reactores	11. Seguir el procedimiento de regeneración de los secadores FA-604A/B 20. Seguir el procedimiento de regeneración de los secadores FA-607A/B. 33. Seguir el procedimiento de cambio del catalizador en los reactores.
3.23 Presencia de Azufre en la alimentación a los reactores DC-601A/B				
	1. Saturación del adsorbente molecular del tanque FA-606.	1. Desactivación temporal del catalizador de los reactores. 2. Disminución de la conversión de isómeros.	1. Existen sistemas de muestreo cerrado a la salida del tanque para analizar contenido de azufre. 2. Se efectúan análisis de contenido de azufre por lo menos una vez al día 3. Existe sistema de muestreo cerrado a la salida de los reactores	18. Seguir el procedimiento de regeneración de el tanque FA-606.
3.24 No hay reacción en los reactores DC-601A/B				
	1. Desactivación del catalizador de los reactores 2. Ausencia del promotor de la reacción (percloroetileno). 3. Ausencia de H2 o C5/C6 en los reactores.	1. No hay conversión de isómeros. 2. No hay capacidad de producción de la planta. 3. Necesidad de paro de la planta.	1. Existe sistema de muestreo cerrado a la salida de los reactores 2. Existe indicador y alarma por bajo flujo en la alimentación de H2 al EA-608 3. Existe indicador y alarma por bajo flujo a la descarga de la bomba GA-601A/R 4. Procedimientos de de regeneración de los secadores FA-604A/B, FA-607A/B y FA-606.	5. Seguir el procedimiento de paro ordenado de la planta. 33. Seguir el procedimiento de cambio del catalizador en los reactores.
3.25 Fuga de H2 e hidrocarburos en los reactores DC-601A/B				
	1. Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas. 2. Fuga en conexiones de instrumentos	1. Riesgo de incendio. 2. Posible formación de nube explosiva 3. Posible corrosión del equipo, debido a presencia de HCl.	1. Existen 2 detectores de gas, uno para cada reactor. 2. Existe hidrante-monitor cerca de los reactores. 3. Extintores sobre ruedas de polvo químico seco cerca de los reactores.	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 46. Seguir los procedimientos de emergencia.

Node 4. SISTEMA DE ESTABILIZACION (DA-601, EC-603, EA-613, FA-610, GA-604A/R, EA-612)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-1IP-006A
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendatons
4 1 No existe líquido de reflujo a la torre DA-601				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de nivel del tanque FA-610 en posición cerrada Válvula de drene abierta en el tanque FA-610. Falla de la bomba GA-604A/R 	<ol style="list-style-type: none"> Disparo de la presión en la torre DA-601 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre Existe indicador y control de presión en la torre Existe válvula de seguridad (PSV-18) en domos de la torre Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-610. Existe bomba de relevo, GA-604R 	<ol style="list-style-type: none"> Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas.
4 2 Retroceso del flujo de alimentación a la torre DA-601				
	<ol style="list-style-type: none"> Disparo de la presión en la torre DA-601 	<ol style="list-style-type: none"> Perdida de alimentación a la torre DA-1001 	<ol style="list-style-type: none"> Existe válvula check en la línea de alim. a la torre, después de la válvula de control de presión. Existe indicador de flujo en la alimentación a la torre DA-1001. Existe indicador y control de presión en la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> Restablecer la presión en la torre
4 3 Alta presión en la torre DA-601				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de presión en el tanque FA-610 en posición cerrada. Ausencia de líquido de reflujo a la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> Bajo flujo de vapores en los domos de la torre. Disminución de la separación de ligeros en los domos de la torre. Bajo nivel en el tanque FA-610. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en los domos de la torre. Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-610. Existe válvula de seguridad (PSV-18) en domos de la torre. Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos. 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control. Restablecer la presión en la torre
4.4 Alta temperatura en la torre DA-601				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de flujo de condensados, en el EA-612, en posición cerrada Falla de la válvula de control de presión del vapor, en el EA-612, en posición abierta. 	<ol style="list-style-type: none"> Presencia de hidrocarburos pesados en el producto de domos de la torre Envío de fondos a alta temperatura hacia el calentador EA-605(tubos) Alta temperatura en el tanque FA-605. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de temperatura en domos y fondos de la torre Existe indicador de temperatura a la salida del rehervidor EA-612 Existe indicador y alarma por alta temperatura en la línea de alim. al tanque Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del prod. de domos 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control Restablecer la temperatura en la torre

Node 4. SISTEMA DE ESTABILIZACION (DA-601, EC-603, EA-613, FA-610, GA-604A/R, EA-612)	Drawings: DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-IIP-006A
--	---

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
4.5 Alto nivel en fondos de la torre DA-601				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de nivel de la torre en posición cerrada Reflujo total en domos. Exceso de flujo de alimentación a la torre 	<ol style="list-style-type: none"> Inundación de los platos de la torre Baja eficiencia de separación 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de nivel en la torre DA-601 Existe indicador de flujo en la línea de alimentación a la torre Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre. Espaciamento adecuado de platos. 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control. Instalar alarma por alto nivel.
4.6 Presencia de hidrocarburos pesados en el prod. de domos de DA-601				
	<ol style="list-style-type: none"> Alta temperatura en la torre DA-601 Excesivo calentamiento en el rehervidor EA-612. Bajo reflujo a la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> Entrada de hidrocarburos pesados a la torre DA-602. Contaminación de sosa gastada con hidrocarburos pesados Disminución del flujo de producto (isómeros) hacia almacenamiento. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos. Existe indicador totalizador de flujo en la línea de isómeros hacia almacenamiento Existe indicador de temperatura en domos y fondos de la torre Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> Restablecer la temperatura en la torre.
4.7 Alta temperatura de salida en el enfriador EC-603				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla del motor del enfriador. Incremento de temperatura en la torre DA-601. 	<ol style="list-style-type: none"> Envío de gases ácidos calientes hacia la torre lavadora DA-602. Necesidad de incrementar la carga térmica del enfriador EA-613. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de temperatura a la entrada y salida del enfriador EC-603. Procedimientos de mantenimiento. Existe motor de relevo del enfriador 	<ol style="list-style-type: none"> Dar mantenimiento predictivo y preventivo Incrementar el suministro de agua de enfriamiento en el EA-613, mientras se da mantenimiento al EC-603.
4.8 Alta temperatura de salida en el condensador EA-613				
	<ol style="list-style-type: none"> Válvula de bloqueo cerrada a la entrada o salida del agua de enfriamiento. Incremento de la temperatura del agua de enfriamiento. 	<ol style="list-style-type: none"> Envío de gases ácidos calientes hacia la torre lavadora DA-602 No condensación de hidrocarburos. Incremento de presión en la torre DA-601. Entrada de hidrocarburos pesados a la torre DA-602 Bajo nivel en el tanque FA-610. Sobrepresión en líneas y tubos del condensador. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de temperatura a la salida del condensador. Existe válvula de seguridad (PSV-20) a la salida de agua de enfriamiento. Existe indicador de temp. en las líneas de entrada y salida de agua de enfriamiento 	<ol style="list-style-type: none"> Verificar posición de las válvulas de bloqueo.
4.9 Baja presión en el condesador EA-613				
	<ol style="list-style-type: none"> Bajo flujo de vapores hacia el condensador. 	<ol style="list-style-type: none"> Posible colapso de la coraza. 	<ol style="list-style-type: none"> Condensador diseñado para vacío total 	<ol style="list-style-type: none"> Instalar válvula rompedora de vacío.

Node 4. SISTEMA DE ESTABILIZACION (DA-601, EC-603, EA-613, FA-610, GA-604A/R, EA-612)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-IIP-006A
--	--

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
4,9 cont'd				
	2. Vacío debido a condensación		2 Existe indicador de flujo en la alimentación al condensador.	
4.10 Alta presión en el tanque FA-610				
	1 Falla de la válvula de control de presión en posición cerrada.	1 Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas	1 Existe indicador de presión en el tanque. 2 Existe válvula de seguridad (PSV-19) en el tanque 3 Existe alarma por bajo flujo en la salida del tanque	23 Reajustar la válvula de control
4.11 Baja presión en el tanque FA-610				
	1. Válvula de venteo del tanque abierta y carente de brida ciega.	1 Posible formación de nube explosiva. 2 Riesgo de incendio	1 Existe indicador de presión en el tanque. 2 La válvula de venteo cierra ante una disminución de presión 3 Existen boquillas aspersoras al rededor del tanque FA-610 4 Existen 2 extintores de CO2 cerca del tanque FA-610	29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo. 37. Instalar detector de gas 46 Seguir los procedimientos de emergencia.
4.12 Fuga de H2 e hidrocarburos en el tanque FA-610				
	1 Ruptura de empaques de las juntas de las bridas. 2 Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas	1. Posible formación de nube explosiva. 2. Riesgo de incendio. 3 Disminución de reflujo a la torre DA-601	1 Existe indicador de presión en el tanque. 2 Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre. 3 Existen 2 extintores de CO2 cerca del tanque FA-610 4. Existen boquillas aspersoras al rededor del tanque FA-610	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 37 Instalar detector de gas. 46. Seguir los procedimientos de emergencia.
4.13 Bajo nivel en el tanque FA-610				
	1. Válvula de drenaje del tanque abierta. 2 Alta temperatura de salida en el condensador EA-613. 3. Falla de la válvula de control de nivel en posición abierta	1. Posible cavitación de la bomba GA-604A/R	1 Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque 2. Existe indicador de temperatura a la salida del condensador	23 Reajustar la válvula de control 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. 38 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-604A/R
4.14 Mayor presión de descarga en la bomba GA-604A/R				
	1 Descarga bloqueada 2. Falta de la válvula de control de nivel del tanque FA-610 en posición cerrada 3. Falta de la válvula check(retroceso de flujo) de	1. Falta de sellos. 2 Posible ruptura de la línea de descarga	1 Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba. 2. Existe dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga en cada bomba	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas

Node 4. SISTEMA DE ESTABILIZACION (DA-601, EC-603, EA-613, FA-610, GA-604A/R, EA-612)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03; DTI-M6-IIP-006A
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
4.14 cont'd				
3. cont'd la descarga de la boma de relevo colocada en paralelo			3 Existe alarma por alta presión en los sellos de la bomba. 4 Existe indicador de flujo en la descarga de la bomba.	
4.15 Menor presión de descarga en la bomba GA-604A/R				
1 Válvula de bloqueo abierta en el dren de la bomba 2 Fuga a través de los sellos de la bomba	1 Pérdida de hidrocarburos hacia el drenaje 2. Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio 3 Pérdida de reflujó hacia la torre DA-601	1. Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba. 2 Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 3 Existe detector de fuego entre las bombas. 4 Existe indicador de flujo en la línea de reflujó a la torre	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas 46. Seguir los procedimientos de emergencia	
4.16 Fuga de Hidrocarburos en la bomba GA-604A/R				
1. Falla de sellos. 2. Ruptura de carcaza 3 Ruptura de la línea de descarga	1 Riesgo de incendio.	1. Diseño de carcaza a prueba de explosión. 2 Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 3 Existe detector de fuego entre las bombas. 4 Existe bomba de relevo, GA-604R	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 25. Acondicionar diques drenados al rededor de las bombas. 46. Seguir los procedimientos de emergencia	
4.17 No existe flujo de alimentación hacia la bomba GA-604A/R				
1. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de succión de la bomba. 2. Taponamiento de la boquilla de salida del tanque FA-610. 3. Válvula de dren del tanque FA-610 abierta.	1 Posible cavitación de la bomba 2. Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio	1. Procedimientos de mantenimiento 2 Existe indicador de flujo en la línea de reflujó a la torre.	27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. 38. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-604A/R 46 Seguir los procedimientos de emergencia.	
4.18 No hay presión de succión en la bomba GA-604A/R				
1 Bajo nivel o pérdida de nivel en el tanque FA-610 2 Pérdida de presión en el tanque FA-610	1 Posible cavitación de la bomba 2. Posible colapso del tanque FA-610 debido a vacío	1 Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-610. 2 Existe indicador de presión en el tanque FA-610	38 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-604A/R	
4.19 Alta temperatura del líquido en la bomba GA-604A/R				
1 Sobre calentamiento del motor e impulsor de la bomba	1 Aumento de la presión de saturación del líquido. 2 Posible cavitación de la bomba	1 Procedimientos de mantenimiento 2 Existe bomba de relevo, GA-604R	26 Dar mantenimiento predictivo y preventivo	

Node 4 SISTEMA DE ESTABILIZACION (DA-601, EC-603, EA-613, FA-610, GA-604A/R, EA-612)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-IIP-006A
---	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
4 20 No existe flujo o bajo flujo de vapor en el rehervidor EA-612				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Falla de la válvula de control de presión del vapor en posición cerrada 2 Válvula de bloqueo cerrada a la entrada o salida del vapor de calentamiento 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Baja producción de vapores en el rehervidor 2 Baja eliminación de hidrocarburos ligeros 3 Aumento de nivel en la torre DA-601 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Existe indicador de nivel en la torre DA-601 2 Existe indicador de flujo en la línea de condensados 3 Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos 	<ol style="list-style-type: none"> 23 Reajustar la válvula de control. 29 Verificar posición de las válvulas de bloqueo 34. Instalar alarma por alto nivel.
4 21 Alto flujo de vapor en el rehervidor EA-612				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Falla de la válvula de control de presión del vapor en posición abierta. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Vaporización de hidrocarburos pesados. 2 Presencia de hidrocarburos pesados en el producto de domos de la torre DA-601. 3 Aumento de temperatura en la torre DA-601 4. Aumento de presión en la torre DA-601 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de temperatura a la salida del rehervidor EA-612 2. Existe indicador de temperatura en domos y fondos de la torre 3 Existe indicador y alarma por alta presión en la línea de vapor 4 Existe indicador de presión en los domos de la torre 5 Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos 	<ol style="list-style-type: none"> 23. Reajustar la válvula de control 28 Restablecer la temperatura en la torre 35 Restablecer la presión en la torre

Node 5 SISTEMA DE DESISOHANIZACION (DA-1001, EA-1001, FA-1001, GA-1001A/R, GA-1002A/R, EA-1002, GA-1003A/R)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03; DTI-M6-IIP-006B
---	--

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
5 1 No existe líquido de reflujo a la torre DA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de nivel del tanque FA-1001 en posición cerrada Válvula de drenaje abierta en el tanque FA-1001 Falla de la bomba GA-1001A/R 	<ol style="list-style-type: none"> Disparo de la presión en la torre DA-1001 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre Existe indicador y control de presión en la torre Existen válvulas de seguridad (PSV-1001A y B) en domos de la torre Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-1001 Existe bomba de relevo, GA-1001R 	<ol style="list-style-type: none"> Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
5.2 No existe flujo o bajo flujo de alimentación a la torre DA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de flujo en posición cerrada 	<ol style="list-style-type: none"> Disparo de la presión y temperatura en la torre Disminución de los C5/C6 recuperados y recirculados al calentador EA-606 Disminución de la capacidad de producción de la planta 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de flujo en la línea de alimentación Existe indicador de temperatura y presión en domos y fondos de la torre Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control
5 3 Alta presión en la torre DA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de presión de la torre en posición abierta Ausencia de líquido de reflujo a la torre 	<ol style="list-style-type: none"> Bajo flujo de vapores en los domos de la torre Disminución de la separación de ligeros en los domos de la torre Bajo nivel en el tanque FA-1001. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en los domos de la torre. Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-1001 Existen válvulas de seguridad (PSV-1001A y B) en domos de la torre Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control Restablecer la presión en la torre
5 4 Alta temperatura en la torre DA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de flujo de vapor, en el EA-1002, en posición abierta 	<ol style="list-style-type: none"> Presencia de hidrocarburos pesados en el producto de domos de la torre Producto (isómeros) fuera de especificación. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de temperatura en domos y fondos de la torre Existe indicador de temperatura a la salida del rehervidor EA-1002 Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del prod. de domos 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control. Restablecer la temperatura en la torre

Node: 5. SISTEMA DE DESISOHEXANIZACION (DA-1001, EA-1001, FA-1001, GA-1001A/R, GA-1002A/R, EA-1002, GA-1003A/R)	Drawings: DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-IIP-006B
---	---

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
5.5 Baja temperatura en la torre DA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Reflujo excesivo a la torre 2 Pérdida de calor en el rehervidor EA-1002 3. Baja temperatura del agua de enfriamiento del condensador EA-1001. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Disminución de la separación de ligeros. 2. Producto (isómeros) fuera de especificación. 3. Aumento de nivel en la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre 2. Existe indicador de temperatura en domos y fondos de la torre 3 Existe indicador de temperatura a la entrada y salida del agua de enfriamiento 4 Procedimientos de mantenimiento y limpieza del rehervidor 	28 Restablecer la temperatura en la torre
5.6 Alto nivel en fondos de la torre DA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Falta de la válvula de control de nivel de la torre en posición cerrada. 2 Reflujo total en domos. 3 Exceso de flujo de alimentación a la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Inundación de los platos de la torre. 2 Baja eficiencia de separación. 3. Producto (isómeros) fuera de especificación 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador y alarma por alto nivel en la torre DA-1001 2 Existe indicador y controlador de flujo en la línea de alimentación a la torre. 3 Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre 4 Espaciamiento adecuado de platos 	23. Reajustar la válvula de control
5.7 Mayor composición de n-C5/n-C6 en el prod. de domos de DA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Alta temperatura en la torre DA-1001. 2 Excesivo calentamiento en el rehervidor EA-1002 3 Bajo reflujo a la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Producto (isómeros) fuera de especificación. 2 Disminución del flujo de fondos de la torre, recirculado hacia el calentador EA-606 3. Necesidad de incrementar el flujo de C5/C6 proveniente de HDS No. 2 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos. 2 Existe Indicador de temperatura en domos y fondos de la torre 3. Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre 4. Existe indicador de flujo en la línea de fondos de la torre 	28 Restablecer la temperatura en la torre
5.8 Alta temperatura de salida en el condensador EA-1001				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Válvula de bloqueo cerrada a la entrada o salida del agua de enfriamiento 2 Incremento de la temperatura del agua de enfriamiento 	<ol style="list-style-type: none"> 1 No condensación de hidrocarburos 2 Incremento de presión en la torre DA-1001 3. Bajo nivel en el tanque FA-1001 4 Sobrepresión en líneas y tubos del condensador 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de temperatura a la salida del condensador 2 Existe válvula de seguridad (PSV-1001) a la salida de agua de enfriamiento 3 Existe indicador de temp. en las líneas de entrada y salida de agua de enfriamiento 	29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo

Node. 5 SISTEMA DE DESISOHEXANIZACION (DA-1001, EA-1001, FA-1001, GA-1001A/R, GA-1002A/R, EA-1002, GA-1003A/R)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03, OTI-M6-IIP-006B
--	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
5 9 Baja presión en el condensador EA-1001				
	1. Bajo flujo de vapores hacia el condensador. 2. Vacío debido a condensación.	1. Posible colapso de la coraza	1. Condensador diseñado para vacío total 2. Existe indicador de flujo en la alimentación al condensador	39 Instalar válvula rompedora de vacío
5 10 Alta presión en el tanque FA-1001				
	1. Falta de la válvula de control de presión de la torre en posición abierta 2. Falta del condensador EA-1001	1. Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas.	1. Existe indicador de presión en el tanque 2. Existe válvula de seguridad (PSV-1002) en el tanque	23 Reajustar la válvula de control
5 11 Fuga de hidrocarburos en el tanque FA-1001				
	1. Ruptura de empaques de las juntas de las bridas 2. Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas	1. Riesgo de incendio 2. Disminución de reflujo a la torre DA-1001	1. Existe indicador de presión en el tanque. 2. Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre 3. Existe 1 extintor de CO2 cerca del tanque FA-1001 4. Existe hidrante-monitor cerca del tanque FA-1001	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 46 Seguir los procedimientos de emergencia
5.12 Bajo nivel en el tanque FA-1001				
	1. Válvula de drene del tanque abierta. 2. Falta del condensador EA-1001. 3. Falta de la válvula de control de nivel en posición abierta	1. Posible cavitación de la bomba GA1001A/R	1. Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque 2. Existe indicador de temperatura a la salida del condensador. 3. Existe indicador de presión en el tanque	23 Reajustar la válvula de control 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas 40 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-1001A/R
5.13 No existe flujo o bajo flujo de vapor en el rehevador EA-1002				
	1. Falta de la válvula de control de flujo del vapor en posición cerrada 2. Válvula de bloqueo cerrada a la entrada o salida del vapor de calentamiento.	1. Baja producción de vapores en el rehevador. 2. Baja separación de hidrocarburos ligeros 3. Aumento de nivel en la torre DA-1001	1. Existe indicador y alarma por alto nivel en la torre DA-1001 2. Existe indicador de flujo en la línea de vapor. 3. Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos	23. Reajustar la válvula de control. 29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo
5 14 Alto flujo de vapor en el rehevador EA-1002				
	1. Falta de la válvula de control de flujo del vapor en posición abierta	1. Vaporización de hidrocarburos pesados 2. Producto (isómeros) fuera de especificación 3. Aumento de temperatura en la torre DA-1001.	1. Existe indicador de temperatura a la salida del rehevador EA-1002 2. Existe indicador de temperatura y presión en domos y fondos de la torre	23. Reajustar la válvula de control 28 Restablecer la temperatura en la torre 35 Restablecer la presión en la torre

Node: 5 SISTEMA DE DESISOHANIZACION (DA-1001, EA-1001, FA-1001, GA-1001A/R, GA-1002A/R, EA-1002, GA-1003A/R)	Drawings: DFP-FQ-UNAM-03, DTI-MG-IIP-006B
--	---

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
5 14 cont'd				
		4. Aumento de presión en la torre DA-1001	3. Existe indicador de flujo en la línea de vapor 4. Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición del producto de domos	
5 15 Mayor presión de descarga en la bomba GA-1001A/R				
	1. Descarga bloqueada 2. Falla de la válvula de control de nivel del tanque FA-1001 en posición cerrada. 3. Falla de la válvula check(retroceso de flujo) de la descarga de la boma de relevo colocada en paralelo.	1. Falla de sellos 2. Posible ruptura de la línea de descarga	1. Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 2. Existe dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga en cada bomba 3. Existe indicador de flujo en la descarga de la bomba.	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 27. Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas.
5 16 Mayor presión de descarga en la bomba GA-1002A/R				
	1. Descarga bloqueada. 2. Falla de la válvula check(retroceso de flujo) de la descarga de la boma de relevo colocada en paralelo	1. Falla de sellos. 2. Posible ruptura de la línea de descarga	1. Existe dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga en cada bomba. 2. Existe indicador de flujo en la descarga de la bomba 3. Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 27. Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
5.17 Mayor presión de descarga en la bomba GA-1003A/R				
	1. Descarga bloqueada 2. Falla de la válvula check(retroceso de flujo) de la descarga de la boma de relevo colocada en paralelo 3. Falla de la válvula de control de nivel de la torre DA-1001 en posición cerrada.	1. Falla de sellos 2. Posible ruptura de la línea de descarga.	1. Existe dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga en cada bomba. 2. Existe indicador de flujo en la descarga de la bomba 3. Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba.	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 27. Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
5 18 Menor presión de descarga en la bomba GA-1001A/R				
	1. Válvula de bloqueo abierta en el drene de la bomba. 2. Fuga a través de los sellos de la bomba.	1. Pérdida de hidrocarburos hacia el drenaje. 2. Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio 3. Pérdida de reflujo hacia la torre DA-1001	1. Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba. 2. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 3. Existe detector de fuego entre las bombas 4. Existe indicador de flujo en la línea de reflujo a la torre	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 27. Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas 46. Seguir los procedimientos de emergencia

Nód. 5. SISTEMA DE DESISOHEXANIZACION (DA-1001, EA-1001, FA-1001, GA-1001A/R, GA-1002A/R, EA-1002, GA-1003A/R)	Drawings. DFP-FQ-UNAM-03. DT1-M6-11P-006B
--	---

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
5.19 Menor presión de descarga en la bomba GA-1002A/R				
	1 Fuga a través de los sellos de la bomba. 2 Válvula de bloqueo abierta en el drene de la bomba.	1 Pérdida de hidrocarburos hacia el drenaje 2 Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio 3. Disminución del flujo de producto (isómeros) hacia almacenamiento.	1. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 2 Existe detector de fuego entre las bombas. 3 Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 4 Existe indicador totalizador de flujo en la línea de envío de isómeros hacia almacenamiento	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. 46. Seguir los procedimientos de emergencia
5.20 Menor presión de descarga en la bomba GA-1003A/R				
	1. Fuga a través de los sellos de la bomba. 2 Válvula de bloqueo abierta en el drene de la bomba	1. Pérdida de hidrocarburos hacia el drenaje 2 Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio. 3 Disminución del flujo de fondos de la torre, recirculado hacia el calentador EA-606	1. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 2 Existe detector de fuego entre las bombas 3. Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 4 Existe indicador de flujo en la línea de recirculación.	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 27. Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. 46. Seguir los procedimientos de emergencia.
5.21 Fuga Hidrocarburos en las bombas GA-1001A/R,1002A/R,1003A/R				
	1. Falla de sellos 2 Ruptura de carcaza. 3. Ruptura de la línea de descarga.	1 Riesgo de incendio	1 Diseño de carcaza a prueba de explosión. 2. Existe 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 3 Existe detector de fuego entre las bombas 4 Existen bombas de relevo, GA-1001R, 1002R, 1003R.	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 25 Acondicionar diques drenados al rededor de las bombas. 46. Seguir los procedimientos de emergencia
5.22 No existe flujo de alimentación hacia la bomba GA-1003A/R				
	1 Válvula de bloqueo cerrada en la línea de succión de la bomba. 2 Taponamiento de la boquilla de salida de la torre DA-1001. 3 Válvula de drene de la torre DA-1001 abierta	1. Posible cavitación de la bomba 2 Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio.	1 Procedimientos de mantenimiento 2 Existe indicador de flujo en la línea de fondos de la torre	27. Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. 41. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-1003A/R 46 Seguir los procedimientos de emergencia
5.23 No existe flujo de alm. hacia las bombas GA-1001A/R,1002A/R				
	1. Taponamiento de la boquilla de salida del tanque FA-1001	1. Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio	1 Existe indicador de flujo en la línea de reflujo de la torre 2. Existe indicador totalizador de flujo en la línea de envío	27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas.

Node 5 SISTEMA DE DESISOHEXANIZACION (DA-1001, EA-1001, FA-1001, GA-1001A/R, GA-1002A/R, EA-1002, GA-1003A/R)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-IIP-006B
---	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
5.23 cont'd				
	2. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de succión de la bomba 3. Válvula de drene del tanque FA-1001 abierta.	2 Posible cavitación de la bomba	2 cont'd de isómeros hacia almacenamiento 3 Procedimientos de mantenimiento.	40. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-1001A/R. 42 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-1002A/R. 46 Seguir los procedimientos de emergencia
5.24 No hay presión de succión en las bombas GA-1001A/R,1002A/R				
	1. Bajo nivel o pérdida de nivel en el tanque FA-1001 2. Pérdida de presión en el tanque FA-1001	1 Posible cavitación de la bomba	1 Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque FA-1001 2 Existe indicador de presión en el tanque FA-1001	40 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-1001A/R 42 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-1002A/R.
5.25 No hay presión de succión en la bomba GA-1003A/R				
	1. Bajo nivel o pérdida de nivel en la torre DA-1001 2. Pérdida de presión en la torre DA-1001	1 Posible cavitación de la bomba.	1 Existe indicador y alarma por bajo nivel en la torre DA-1001 2 Existe indicador de presión en domos y fondos de la torre	41 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-1003A/R
5.26 Alta temp del líquido en las bombas GA-1001A/R,1002A/R,1003A/R				
	1. Sobrecalentamiento del motor e impulsor de la bomba.	1. Aumento de la presión de saturación del líquido 2 Posible cavitación de la bomba.	1. Procedimientos de mantenimiento. 2 Existen bombas de relevo, GA-1001R,1002R,1003R	26 Dar mantenimiento predictivo y preventivo.

Node: 6 TREN DE COMPRESION PARA EL HIDROGENO (FA-601, EA-601, FA-602, EA-602, FA-603, GB-601A/B, FA-604A/B)	Drawings: DFP-FQ-UNAM-01, DTI-M6-IIP-001; DTI-M6-IIP-002
--	--

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
6.1 Alta presión en los tanques FA-601, FA-602, FA-603				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Falla de la válvula de control de presión en posición cerrada 2 Descarga bloqueada 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas 2 Disminución del flujo de H2 hacia los compresores GB-601A/B 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador y alarma por alta presión en cada tanque. 2. Existen válvulas de seguridad (PSV-01, 03 y 24), respectivamente, en la descarga de cada tanque 	<ol style="list-style-type: none"> 23 Reajustar la válvula de control 29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo
6.2 Fuga de gas H2 en los tanques FA-601, FA-602, FA-603				
	<ol style="list-style-type: none"> 1 Ruptura de empaques de las juntas de las bridas 2 Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Riesgo de incendio. 2. Posible formación de nube explosiva 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de presión en cada tanque. 2. Existe hidrante-monitor cerca de los tanques 3. Existe 1 detector de gas entre los tanques 	<ol style="list-style-type: none"> 24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento. 43 Instalar boquilla para CO2 entre los tanques 46 Seguir los procedimientos de emergencia
6.3 Perdida de H2 en los tanques FA-601, FA-602				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Válvula de bloqueo abierta en la línea de líquido recuperado. 2 Válvula de drene del tanque abierta 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Depresionamiento del sistema 2 Disminución de nivel en el tanque 3. Disminución del flujo de H2 hacia los compresores GB-601A/B. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador y alarma por baja presión en el tanque 2 Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> 29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo
6.4 Perdida de H2 en el tanque FA-603				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Válvula de bloqueo abierta en la línea de líquido recuperado 2. Válvula de drene del tanque abierta 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Depresionamiento del sistema. 2 Disminución de nivel en el tanque 3. Disminución del flujo de H2 hacia los reactores. 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador y alarma por baja presión en el tanque 2 Existe indicador y alarma por bajo nivel en el tanque. 	<ol style="list-style-type: none"> 29 Verificar posición de las válvulas de bloqueo.
6.5 Alto nivel en los tanques FA-601, FA-602, FA-603				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Descarga bloqueada en la línea de líquido recuperado. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Acarreo de líquido a los compresores GB-601A/B. 2. Daño mecánico en los internos de los compresores 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador y alarma por alto nivel en el tanque 2. Procedimientos de paro de los compresores 	<ol style="list-style-type: none"> 29 Verificar posición de las válvulas de bloqueo.
6.6 Alta temperatura de salida en los enfriadores EA-601, EA-602				
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Válvula de bloqueo cerrada a la entrada o salida del agua de enfriamiento. 2 Incremento de la temperatura del agua de enfriamiento 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Posible daño mecánico a los internos de los compresores debido a sobrecalentamiento. 2 Sobrepresión en líneas y tubos del enfriador 3 Disparo de la temperatura en los reactores 	<ol style="list-style-type: none"> 1 Existe indicador de temp. a la salida del enfriador 2 Existen válvulas de seguridad (PSV-25 y 26), respectivamente, a la salida de agua de enfriamiento. 3 Existe indicador de temp en las líneas de entrada y salida de agua de enfri. 	<ol style="list-style-type: none"> 6 Seguir el procedimiento de enfriamiento de los reactores. 29 Verificar posición de las válvulas de bloqueo.

Node 7. SISTEMA DE LAVADO DE GAS ACIDO (DA-602, GA-605A/R, EA-614)	Drawings. DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-IIP-007
---	--

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
7.1 No existe flujo o bajo flujo de sosa en la torre DA-602				
	<ol style="list-style-type: none"> Válvula de bloqueo cerrada en las líneas de sosa. Falla de la bomba GA-605A/R. 	<ol style="list-style-type: none"> Baja neutralización de los gases ácidos Salida de gases ácidos hacia el sistema de gas combustible de la Refinería. Corrosión de la tubería del sistema de gas combustible 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador y alarma por bajo flujo en las líneas de sosa Existe bomba de relevo, GA-605R Existe analizador y alarma por baja concentración de H₂ a la salida de la torre Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición de el gas de salida 	<ol style="list-style-type: none"> Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas.
7.2 Alta presión en la torre DA-602				
	<ol style="list-style-type: none"> Falta de la válvula de control de presión en posición cerrada. 	<ol style="list-style-type: none"> Posible daño en los empaques de la torre. Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en los domos de la torre Existe válvula de seguridad (PSV-21) en domos de la torre 	<ol style="list-style-type: none"> Reajustar la válvula de control Restablecer la presión en la torre.
7.3 Fuga de H ₂ , HCl, hidrocarburos, en la torre DA-602				
	<ol style="list-style-type: none"> Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas. Ruptura de empaques de las juntas de las bridas. 	<ol style="list-style-type: none"> Posible formación de nube explosiva. Riesgo de incendio Posible corrosión del cuerpo de la torre e instalaciones cercanas 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en los domos de la torre Existe hidrante-monitor cerca de la torre. Existe 1 extintor de CO₂ cerca de la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento Seguir los procedimientos de emergencia
7.4 Alto nivel en la torre DA-602				
	<ol style="list-style-type: none"> Exceso de flujo de alimentación de sosa a la torre. 	<ol style="list-style-type: none"> Inundación de los empaques de la torre Baja eficiencia de absorción 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador y alarma por alto nivel en la torre. Existe indicador de flujo en las líneas de sosa 	
7.5 Menor concentración de sosa en la torre DA-602				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla en el sistema de dilución de la sosa. 	<ol style="list-style-type: none"> Baja neutralización de los gases ácidos Salida de gases ácidos hacia el sistema de gas combustible de la Refinería. Corrosión de la tubería del sistema de gas combustible 	<ol style="list-style-type: none"> Existe sistema de muestreo cerrado a la salida de la bomba GA-605A/R para analizar concentración de la sosa. Existe analizador y alarma por baja concentración de H₂ a la salida de la torre. Existe sistema de muestreo cerrado para analizar composición de el gas de salida 	<ol style="list-style-type: none"> Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento
7.6 Mayor presión de descarga en la bomba GA-605A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> Descarga bloqueada Falla de la válvula check(retroceso de flujo) de 	<ol style="list-style-type: none"> Falla de sellos Posible ruptura de la línea de descarga 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 	<ol style="list-style-type: none"> Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento.

Node 7. SISTEMA DE LAVADO DE GAS ACIDO (DA-602, GA-605A/R, EA-614)	Drawings: DFP-FQ-UNAM-03; DTI-M6-IIP-007
---	--

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
7.6 cont'd				
	2. cont'd la descarga de la boma de relevo colocada en paralelo		2 Existe dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga en cada bomba	27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas.
7.7 Menor presión de descarga en la bomba GA-605A/R				
	1 Válvula de bloqueo abierta en el drene de la bomba. 2 Fuga a través de los sellos de la bomba	1 Perdida de sosa hacia el drenaje. 2 Posible acumulación de sosa 3. Contaminación del área circundante y riesgo para el personal 4 Perdida de alimentación de sosa a la torre DA-602	1 Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba 2 Existe indicador y alarma por bajo flujo en las líneas de sosa	24. Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
7.8 Fuga de sosa cáustica en la bomba GA-605A/R				
	1 Falta de sellos 2 Ruptura de carcaza 3 Ruptura de la línea de descarga.	1. Contaminación del área circundante y riesgo para el personal	1. Diseño de carcaza a prueba de explosión 2. Existe bomba de relevo, GA-605R	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 25 Acondicionar diques drenados al rededor de las bombas
7.9 No existe flujo de alimentación hacia la bomba GA-605A/R				
	1. Válvula de bloqueo cerrada en la línea de succión de la bomba. 2. Taponamiento de la boquilla de salida de la torre DA-602. 3. Válvula de drene de la torre DA-602 abierta. 4 Válvula de bloqueo cerrada en la alimentación de sosa fresca	1 Posible cavitación de la bomba 2 Perdida de alimentación de sosa a la torre DA-602	1 Procedimientos de mantenimiento 2 Existe indicador y alarma por bajo flujo en las líneas de sosa	27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas 44. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-605A/R.
7.10 No hay presión de succión en la bomba GA-605A/R				
	1 Bajo nivel o perdida de nivel en la torre DA-602. 2 Perdida de presión en la torre DA-602	1. Posible cavitación de la bomba	1 Existe indicador y alarma por bajo nivel en la torre. 2 Existe indicador de presión en los domos de la torre.	44 Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-605A/R
7.11 Alta temperatura del líquido en la bomba GA-605A/R				
	1. Sobre calentamiento del motor e impulsor de la bomba.	1. Aumento de la presión de saturación del líquido 2. Posible cavitación de la bomba	1 Procedimientos de mantenimiento 2 Existe bomba de relevo, GA-605R	26 Dar mantenimiento predictivo y preventivo.
7.12 Alta temperatura de sosa en el calentador EA-614				
	1 Válvulas de bloqueo cerradas en las líneas de circulación de sosa a la torre	1 Mayor concentración de sosa, debido a la evaporación de agua	1 Existe indicador y alarma por alta temperatura a la salida del calentador EA-614	29 Verificar posición de las válvulas de bloqueo.

Node 7 SISTEMA DE LAVADO DE GAS ACIDO (DA-602, GA-605A/R, EA-614)	Drawings DFP-FQ-UNAM-03, DTI-M6-IIP-007
--	---

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
7.12 cont'd				
	1. cont'd DA-602. 2. Falla de la bomba GA-605A/R	2. Disminución de la absorción de gases ácidos.	2 Existe válvula de seguridad (PSV-22) que releva hacia la torre DA-602. 3. Existe indicador de flujo en las líneas de sosa. 4 Existe bomba de relevo, GA-605R	
7 13 Baja temperatura de sosa en el calentador EA-614				
	1. Válvula de bloqueo cerrada en la entrada del vapor.	1. Disminución de la absorción de gases ácidos	1 Existe indicador y alarma por baja temperatura a la salida del calentador EA-614.	29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo

Node: 8 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO (TE-601A/B, GA-620A/R)	Drawing DTI-M6-III-001
---	------------------------

Dev	Causes	Consecuencias	Safeguards	Recommendations
8.1 Bajo flujo de alimentación a las esferas TE-601A/B				
	1 Válvula de bloqueo cerrada en la alimentación a las esferas 2 Falla de la bomba GA-1002A/R. 3 Falla de la válvula de control de flujo en posición cerrada	1 Bajo nivel en las esferas.	1. Existe indicador totalizador de flujo en la línea de alm. a las esferas 2 Existe bomba de relevo, GA-1002R 3 Existe indicador y alarma por bajo nivel en cada esfera	23. Reajustar la válvula de control 29. Verificar posición de las válvulas de bloqueo.
8.2 Bajo nivel en las esferas de almacenamiento TE-601A/B				
	1. Bajo flujo de alimentación a las esferas 2 Válvula de drene de las esferas abierta.	1 Posible cavitación de la bomba GA-620A/R 2 Pérdida de producto hacia el drenaje. 3 Posible acumulación de hidrocarburos y riesgo de incendio.	1 Existe indicador y alarma por bajo nivel en cada esfera. 2 Existe sistema de paro de la bomba GA-620A/R por bajo nivel en las esferas 3 Existen detectores de gas en la parte superior e inferior de cada esfera 4 Existen anillos de agua contra incendio superior e inferior en cada esfera. 5 Existe 1 hidrante-monitor para cada esfera 6 Se tiene sistema vickers para evitar entrada y salida de producto en las esferas, en caso de incendio 7 Se tienen diques drenados al rededor de cada esfera	29 Verificar posición de las válvulas de bloqueo 46 Seguir los procedimientos de emergencia
8.3 Alta presión en las esferas de almacenamiento TE-601A/B				
	1 Falla de la válvula de control de presión en posición cerrada.	1 Posible fractura en soldadura de uniones y/o boquillas 2 Pérdida de producto hacia desfogue, debido a relevo de las válvulas de seguridad.	1 Existe indicador de presión en las esferas 2 Existen válvulas de seguridad (PSV-601A y 601B), respectivamente, para cada esfera	23 Reajustar la válvula de control
8.4 Fuga de producto (hidrocarburos) en las esferas TE-601A/B				
	1 Fractura en soldadura de uniones y/o boquillas.	1. Riesgo de incendio 2. Posible formación de nube explosiva	1 Existe 1 hidrante-monitor para cada esfera 2 Existen anillos de agua contra incendio superior e inferior en cada esfera 3 Existen detectores de gas en la parte superior e inferior de cada esfera 4 Se tiene sistema vickers para evitar entrada y salida de producto en las esferas, en caso de incendio 5 Se tienen diques drenados al rededor de cada esfera 6 Existe indicador de presión en las esferas	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 46 Seguir los procedimientos de emergencia

Node 8. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO (TE-601A/B, GA-620A/R)	Drawing DTI-M6-III-001
---	------------------------

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
8 5 Alta temperatura en las esferas TE-601A/B				
	<ol style="list-style-type: none"> Llegada de producto a alta temperatura, por falla del enfriador EA-611. Fuego alrededor de las esferas 	<ol style="list-style-type: none"> Riesgo de incendio Riesgo de explosión. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador y alarma por alta temperatura a la salida del enfriador EA-611. Existe 1 hidrante-monitor para cada esfera Existen anillos de agua contra incendio superior e inferior en cada esfera Existen detectores de gas en la parte superior e inferior de cada esfera Se tiene sistema vickers para evitar entrada y salida de producto en las esferas, en caso de incendio Existe deflector de agua en la parte superior de las esferas para enfriarlas. 	46 Seguir los procedimientos de emergencia
8 6 Perdida de vapores de producto en las esferas TE-601A/B				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de la válvula de control de presión en posición abierta. 	<ol style="list-style-type: none"> Perdida de producto hacia el sistema de desfogue Disminución de presión en las esferas 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en las esferas 	23. Reajustar la válvula de control
8 7 Mayor presión de descarga en la bomba GA-620A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> Descarga bloqueada Falla de la válvula check (retroceso de flujo) de la descarga de la boma de relevo colocada en paralelo. 	<ol style="list-style-type: none"> Falla de sellos Posible ruptura de la línea de descarga. 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba Existe dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga en cada bomba Existe indicador totalizador de flujo en la descarga de la bomba 	<ol style="list-style-type: none"> 24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento 27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas
8 8 Menor presión de descarga en la bomba GA-620A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> Fuga a través de los sellos de la bomba. 	<ol style="list-style-type: none"> Riesgo de incendio Perdida de producto hacia el drenaje 	<ol style="list-style-type: none"> Existe indicador de presión en la línea de descarga de la bomba Existen 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba Existe bomba de relevo, GA-620R. 	24 Seguir procedimientos de inspección y mantenimiento
8 9 Fuga de hidrocarburos en la bomba GA-620A/R				
	<ol style="list-style-type: none"> Falla de sellos. Ruptura de carcaza Ruptura de la línea de descarga. 	<ol style="list-style-type: none"> Riesgo de incendio Perdida de producto hacia el drenaje 	<ol style="list-style-type: none"> Diseño de carcaza a prueba de explosión Existen 2 boquillas aspersoras, una para cada bomba 	46 Seguir los procedimientos de emergencia

Node: 8 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO (TE-601A/B, GA-620A/R)	Drawing: DTI-M6-III-001
---	-------------------------

Dev	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
8,9 cont'd				
			3. Existe bomba de relevo, GA-620R.	
8,10 No existe flujo de alimentación hacia la bomba GA-620A/R				
	1 Válvula de bloqueo cerrada en la línea de succión de la bomba. 2 Taponamiento de la boquilla de salida de la esfera. 3. Válvula de drene de la esfera abierta	1 Posible cavitación de la bomba	1. Procedimientos de mantenimiento	27 Verificar posición de válvulas en el arranque de las bombas. 45. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-620A/R
8,11 No hay presión de succión en la bomba GA-620A/R				
	1 Bajo nivel o pérdida de nivel en las esferas TE-601A/B	1 Posible cavitación de la bomba	1 Existe indicador y alarma por bajo nivel en cada esfera 2 Existe sistema de paro de la bomba GA-620A/R por bajo nivel en las esferas	45. Seguir el procedimiento de paro de la bomba GA-620A/R.
8,12 Alta temperatura del líquido en la bomba GA-620A/R				
	1. Sobre calentamiento del motor e impulsor de la bomba	1 Aumento de la presión de saturación del líquido 2 Posible cavitación de la bomba.	1 Procedimientos de mantenimiento. 2 Existe bomba de relevo, GA-620R.	26 Dar mantenimiento predictivo y preventivo.

6. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

6.1. MODELOS DE CONSECUENCIAS

El análisis de consecuencias pretende determinar la intensidad de las consecuencias en caso de que ocurra un accidente potencial en la planta. Es decir, en caso de que ocurra una explosión, por ejemplo, determinar el área que podría ser afectada por dicha explosión.

Para realizar este análisis, se recurre a los modelos de consecuencias, es decir, ecuaciones matemáticas que representan lo más cercano posible a la realidad los fenómenos que ocurren en cierto accidente.

Los modelos de consecuencias que se utilizarán en el presente trabajo se describen a continuación.

6.1.1. MODELO DE EXPLOSION DE NUBES DE VAPOR (Nubes explosivas)

La causa principal de una explosión debida a nubes de vapor es el escape de algún líquido inflamable mantenido por encima de su temperatura de ebullición a la presión atmosférica. La disminución repentina de presión es acompañada por la evaporación súbita (flash) de una fracción de líquido.

Cuando se fuga un líquido inflamable, se pueden tener las siguientes posibilidades principales de ignición:

- 1) La fuga puede producir una flama y nada más, esto se presenta cuando se tienen orificios pequeños y cuando la ignición ocurre en pocos segundos después del inicio de la fuga.
- 2) Cuando la emisión es grande y el tiempo, antes de la ignición, es relativamente grande, se puede presentar un flamazo o una EVELE (Explosión de Vapor debida a la Expansión de Líquidos en Ebullición).
- 3) Se puede desarrollar una explosión de una nube de vapor, esta depende de los siguientes factores:
 - La emisión de una cantidad crítica mínima, que para gasolinas se puede estimar en 10 toneladas aproximadamente.
 - Una cantidad máxima de material explosivo necesaria para producir una deflagración, entre 40 y 50 toneladas.
 - Tiempo transcurrido entre el inicio de la fuga y la ignición, entre 1 y 20 minutos.

4) Debido a condiciones atmosféricas favorables, el vapor se dispersa sin provocar incidentes mayores.

En el modelo de nubes explosivas se consideran las siguientes suposiciones:

- 1) La fuga es instantánea y no se considera el caso de un escape paulatino.
- 2) El material emitido se vaporiza instantáneamente y la nube se forma de inmediato.
- 3) La nube formada es cilíndrica.
- 4) La composición de la nube es uniforme y la concentración del material inflamable esta entre los límites inferior y superior de inflamabilidad (LII y LIS).
- 5) El calor de combustión del material de referencia, en este caso TNT, se toma como 2000 Btu/lb.
- 6) La temperatura ambiente es de 21 °C.
- 7) La cantidad de material inflamable queda entre los límites de 10 a 45 toneladas.

Los materiales que pueden formar nubes explosivas se presentan bajo las siguientes condiciones:

- Gases en estado líquido por enfriamiento.
- Gases en estado líquido por efecto de la alta presión.
- Gases sujetos a presiones de 500 psi (35 Kg/cm²) y mayores.
- Líquidos inflamables sujetos a una temperatura mayor a la de su punto de ebullición y mantenidos en estado líquido por efecto de la presión.

El algoritmo de cálculo del modelo de explosión de nubes de vapor (nubes explosivas) se muestra en la tabla 6.1.1.1.

Después de determinar la energía desprendida (W_e), se determina el diámetro de las ondas expansivas ocasionadas para diferentes niveles de presión, de 0.5 a 30 psi, este se determina por medio de la figura 6.1.1.1.

Las ondas de mayor presión estarán en una circunferencia cerca del centro de la nube explosiva, mientras que las de menor presión abarcan una circunferencia de diámetro mayor.

Posteriormente, se determina el daño provocado por las ondas expansivas por medio de la tabla 6.1.1.2.

TABLA 6 1 1 1.
ALGORITMO DE CALCULO PARA NUBES EXPLOSIVAS

PESO MOLECULAR	M	
PREISION DEL SISTEMA	P	(psi)
PREISION DE VAPOR a T ₁	PV	(psi)
TEMPERARUTRA AMBIENTE	T ₁	(°C)
TEMPERATURA DE EBULLICION a 1atm	T ₂	(°C)
(LIQUIDOS) DENSIDAD a T ₁	ρ	(g/cm ³)
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	Z	
(GASES) VOLUMEN a COND NORMALES	VG	(ft ³)
(LIQUIDOS) VOLUMEN a T ₁	VL	(gal)
CALOR DE VAPORIZACION a T ₂	ΔH _v	(Cal/g)
LIMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD	LII	(% Vol)
LIMITE SUPERIOR DE INFLAMABILIDAD	LIS	(% Vol.)
ALTURA DE LA NUBE (generalmente 10 ft)	h	(ft)
CALOR DE COMBUSTION	ΔH _c	(Btu/lb)
CAPACIDAD CALORIFICA a T ₁	C _p	(Cal/g °C)

1.- CALCULO DEL PESO DE MATERIAL EN EL SISTEMA

A) GASES	$WG = 0.002785M \cdot VG$	WG	(lb)
B) LIQUIDOS	$WL = 8.35\rho \cdot VL$	WL	(lb)
Si T ₂ ≤ 211 °C	$W = WG = WL$	W	(lb)
Si T ₂ > 211 °C	$W = WL \frac{C_p (T_2 - T_1)}{\Delta H_v}$		

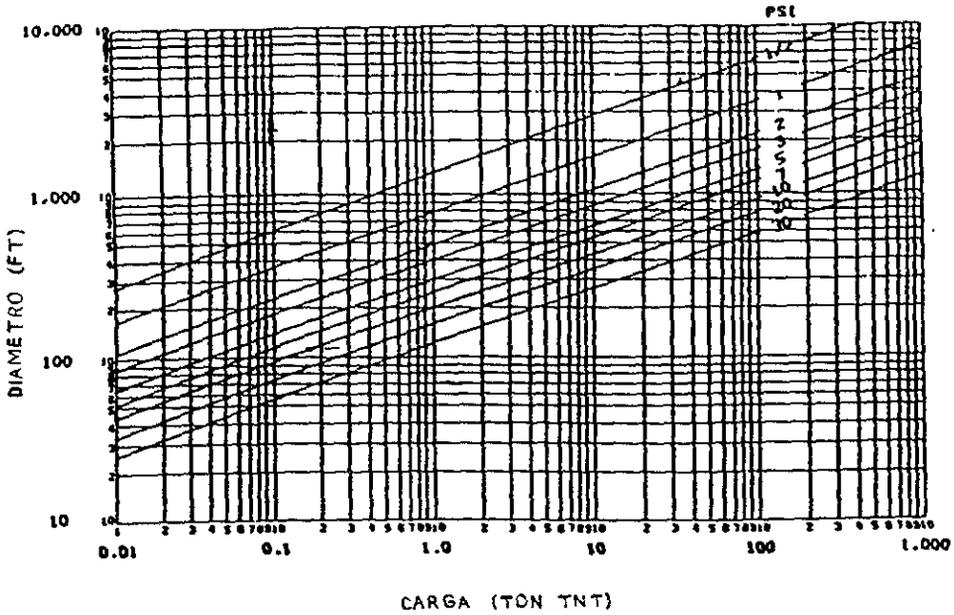
2.- CALCULO DE LA MAGNITUD DE LA NUBE

FRACCION DEL MATERIAL EN LANUBE	$V = \frac{LII(\%) + LIS(\%)}{2 \times 100\%}$	V	
DIAMETRO DE LA NUBE	$D_c = 7.017 \sqrt{\frac{W}{M \cdot V}}$ Si h = 10 ft $D_c = 22.19 \sqrt{\frac{W}{h \cdot M \cdot V}}$	D _c	(ft)

3.- CALCULO DEL DAÑO PROBABLE

A) DAÑO MAXIMO PROBABLE (DMP)						B) DAÑO CATASTROFICO PROBABLE (DCP)					
ENERGIA DESPRENDIDA						ENERGIA DESPRENDIDA					
$We_1 = \frac{W \cdot \Delta H_c \cdot 0.02}{4.4 \times 10^6}$						$We_2 = \frac{W \cdot \Delta H_c \cdot 0.1}{4.4 \times 10^6}$					
We ₁ (ton TNT)						We ₂ (ton TNT)					
DIAMETRO DE ONDAS EXPANSIVAS (ft)						DIAMETRO DE ONDAS EXPANSIVAS (ft)					
30 psi	10 psi	5 psi	3 psi	1 psi	0.5 psi	30 psi	10 psi	5 psi	3 psi	1 psi	0.5 psi

FIGURA 6.1.1.1.
DIAMETRO DE CIRCULOS DE SOBREPRESION PARA DIFERENTES CARGAS EXPLOSIVAS



ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

TABLA 6.1.1.2.
DAÑO PRODUCIDO POR EXPLOSIONES

SOBREPRESION (PSI)	DAÑO PRODUCIDO
0.04	Ruido fuerte (143 dB), ruptura de vidrios por onda acústica.
0.15	Presión típica para ruptura de vidrios.
0.5	"Distancia segura", límite de proyectiles.
1.0	Daños menores a estructuras de acero. Personal derribado.
1.5	Vigas y columnas ligeramente distorsionadas
2.0	Colapso parcial de paredes y techos.
3.0	Deformación de estructuras de acero y arrancadas de los cimientos.
5.0	Derrumbe de estructuras de acero, muros de concreto, postes de electricidad arrancados.
7.0	Destrucción casi completa de casas, vagones cargados de ferrocarril volteados.
10.0	Vagones cargados de ferrocarril completamente destruidos, destrucción total de edificios. Posible ruptura de tímpano en las personas.
20.0	Maquinaria pesada (3.5 ton) movida de su lugar y severamente dañada, maquinaria (6.0 ton) ligeramente dañada.
30.0	Maquinaria muy pesada (más de 6.0 ton) seriamente dañada. Posible muerte por efectos directos de explosión en las personas
300.0	Limite para la formación de un cráter

* Guidelines for evaluating the characteristics of vapor cloud explosions, flash fire, and BLEVE's " Center for Chemical Process Safety (CCPS). 1994

6.1.2. MODELO DE INCENDIOS POR FLASHEO (Radiación por fuego)

Cuando una nube de gas o vapor inflamable es encendida, esta iniciará solo un incendio. Dependiendo de las condiciones de descarga y el tiempo de ignición, habrá de ser un incendio por flasheo o una explosión de nube de vapor.

Un incendio por flasheo resulta de la ignición de una nube inflamable, en la cual no hay un incremento en la velocidad de combustión.

Un incendio por flasheo es una combustión no explosiva de una nube de gas o vapor resultante de la liberación de un material inflamable al aire libre, la cual, después de mezclarse con el aire, es encendida.

El principal peligro de un incendio por flasheo o cualquier tipo de incendio, es la radiación térmica o el contacto directo con la flama, esto puede causar severas quemaduras en las personas y también causar incendios secundarios.

El tamaño de la nube inflamable determina el área en posible contacto directo con la flama. El tamaño de la nube depende de las condiciones de dispersión y descarga. Los efectos de radiación térmica sobre un objeto dependen de la distancia de este a la flama, la potencia de emisión de calor de la flama y su tamaño.

A continuación se presenta el algoritmo de cálculo del modelo de incendios por flasheo para estimar la altura de la flama y los efectos de radiación térmica.

1.- ALTURA DE LA FLAMA

$$H = 20d \left[\frac{S^2 \left(\frac{\rho_0}{\rho_a} \right)^2}{gd} \frac{Wr^2}{(1-W)^3} \right]^{1/3}$$

$$S = 2.3U_w$$

$$\left(\frac{\rho_0}{\rho_a} \right)^2 = \left[\frac{(1-\Phi)M_{air} + \Phi M_{fuel}}{M_{air}} \right]^2$$

$$r = \frac{(1-\Phi_{st})M_{air}}{\Phi_{st}M_{fuel}}$$

$$W = \frac{\Phi - \Phi_{st}}{\alpha(1-\Phi_{st})} \rightarrow \Phi > \Phi_{st}$$

$$W = 0 \rightarrow \Phi \leq \Phi_{st}$$

H:	Altura de la flama	(m)
S:	Velocidad de flama	(m/s)
U_w :	Velocidad del viento	(m/s)

d:	Profundidad de la nube	(m)
g:	Aceleración gravitacional	(9.8 m/s ²)
ρ_m :	Densidad de la mezcla aire-combustible	(Kg/m ³)
ρ_a :	Densidad del aire	(Kg/m ³)
M:	Peso molecular	
r:	Razón masa estequiométrica aire-combustible	
α :	Razón de expansión para combustión estequiométrica a P = cte.	(8 para hidrocarburos)
Φ :	Composición de la mezcla aire-combustible en la nube	(fracc. Vol. de combustible)
Φ_m :	Composición estequiométrica de la mezcla aire-combustible	(fracc. Vol. de combustible)

2.- FORMA DE LA FLAMA

La forma de la flama se debe asumir de la manera más simple. Es decir, la flama puede ser representada como una superficie plana, cuyo ancho (W) es igual al ancho de la nube en determinado momento después de la ignición (t)

En la figura 6 1.2.1. se muestra la forma plana de flama, donde se puede observar la variación del ancho de la flama conforme esta se propaga a velocidad constante (S) durante el tiempo de propagación (t).

3.- RADIACION TERMICA

El modelo flama-sólido asume que el fuego puede ser representado por un cuerpo sólido de forma geométrica simple, y toda la radiación es emitida desde esta superficie, en todas direcciones.

La radiación incidente sobre un objeto a cierta distancia de la flama es dada por:

$$q = FE\tau_a$$

q:	Radiación incidente	(W/m ²)
F:	Factor de vista	
E:	Emisividad de la flama	(W/m ²)
τ_a :	Transmisividad	

El factor de vista (F) es la fracción de radiación que recibe directamente un objeto. Este depende de la forma de la flama y el objeto que la recibe, así como la distancia entre ellos. El factor de vista se obtiene de las siguientes ecuaciones.

$$X_r = \frac{X}{0.5W'}$$

$$h_r = \frac{H}{0.5W'}$$

$$A = \frac{1}{(h_r^2 + X_r^2)^{0.5}} \rightarrow (\text{radianes})$$

$$B = \frac{h_r}{(1 + X_r^2)^{0.5}} \rightarrow (\text{radianes})$$

$$F = \frac{1}{\pi} [h_r A \cdot \tan^{-1}(A) + (B / h_r) \tan^{-1}(B)]$$

- X. Distancia entre la flama y el objeto (m)
 H. Altura de la flama (m)
 F. Factor de vista

La transmisividad (τ_u) es la consecuencia de absorción de radiación por el medio presente entre emisor y receptor, la absorción es principalmente debida al vapor de agua y CO₂ presente en la atmósfera. Esta se obtiene por medio de:

$$\tau_u = \log(14.1RH^{-0.108} X^{-0.13})$$

- RH: Humedad relativa (%)

La emisividad (E) es el poder radiativo que sale de la superficie del fuego por unidad de área y tiempo. Estos datos de emisividad se determinan experimentalmente para cada tipo de combustible. Sin embargo, son muy escasos, y el único valor disponible en la literatura es para el propano y gas licuado de petróleo (173 KW/m²), por lo que generalmente se toma este dato como base para el cálculo de radiación térmica ocasionada por incendios de cualquier combustible. E = 173 KW/m².

En el modelo de incendios por flasheo, el ancho de la flama depende del tiempo de propagación, así como también el factor de vista (F), por lo que la radiación total incidente (Q) sobre un objeto a cierta distancia X de la flama, se obtiene por integración de la radiación (q) sobre el tiempo (t).

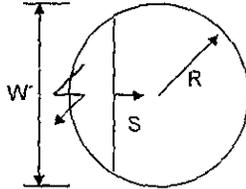
$$Q = \int_0^t q(t) dt$$

Los efectos ocasionados por la radiación térmica dependen de la intensidad de radiación y el tiempo de exposición a esta, estos efectos se muestran en la tabla 6.1.2.1.

Como punto de comparación, la intensidad de radiación emitida en un día despejado y caluroso de verano es de aproximadamente 317 Btu/h ft².

FIGURA 6.1.2.1.
FORMAS DE FLAMA

(superficie plana)



$$W = 2[R^2 - (R - St)^2]^{0.5}$$

- D: Diámetro de la nube (m)
 R: Radio de la nube (m)
 S: Velocidad de flama (m/s)
 t: Tiempo (s)
 W: Ancho de flama (m)
 I: Fuente de ignición

TABLA 6.1.2.1.
EFECTOS DE RADIACION TERMICA

INTENSIDAD DE RADIACION (Btu/h ft ²)	EFEECTO OBSERVADO
11800	Suficiente para causar daño a equipo de proceso, Energía mínima requerida para encender madera, Quemaduras de tercer grado después de 20 segundos.
3950	Fusión de tubería de plástico, Quemaduras de segundo grado después de 20 segundos.
3000	Umbral de dolor alcanzado después de 8 segundos, Quemaduras de segundo grado después de 40 segundos.
1270	Suficiente para causar dolor al personal si no se cubre en 20 seg, Quemaduras de segundo grado en tiempos de exposición largos.
550	Umbral de dolor alcanzado después de 60 segundos, Límite para causar quemaduras de primer grado después de 60 segundos de exposición.

* Guidelines for evaluating the characteristics of vapor cloud explosions, flash fire, and BLEVE's *
 Center for Chemical Process Safety (CCPS), 1994

6.2. ESCENARIOS DE ACCIDENTES

El análisis de consecuencias, es decir, la intensidad de las consecuencias posibles, se determina para cada accidente específico en la planta.

Se analizan los accidentes que podrían causar consecuencias potenciales, es decir, incendios, explosiones o formación de nubes tóxicas. De acuerdo a los resultados obtenidos del HAZOP.

La formación de nubes tóxicas no se considera para análisis, debido a que las concentraciones de las sustancias tóxicas manejadas (HCl, sosa cáustica, percloroetileno) son bajas y se considera que están por debajo de los límites de concentración permisibles; IDLH (Immediately Dangerous to Life or Health), TLV (Threshold Limit Values).

Por lo tanto no representan un riesgo considerable en caso de una exposición a estas sustancias.

Los accidentes potenciales a ser analizados se describen en la tabla 6.2.1.

TABLA 6.2.1
ESCENARIOS DE ACCIDENTES

No.	RIESGO	ESCENARIO DE ACCIDENTE
1	Incendio por fuga de gas.	Ignición de una nube de H ₂ , fugada por un orificio en la carcaza o en la línea de descarga de uno de los compresores GB-601A/B.
2	Incendio por fuga de gas.	Ignición de una nube de H ₂ , fugada por un orificio en la carcaza o en la línea de descarga de uno de los secadores FA-604A/B.
3	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de C ₅ /C ₆ en la carcaza o en la línea de descarga de la bomba GA-600A/R.
4	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de C ₅ /C ₆ en el tanque FA-608.
5	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de C ₅ /C ₆ en la carcaza o en la línea de descarga de la bomba GA-601A/R.
6	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de gas o vapor inflamable, creada por la fuga de H ₂ e isómeros en uno de los reactores DC-601A/B.
7	Incendio por fuga de gas.	Ignición de una nube de H ₂ , C ₁ /C ₃ , fugada por un orificio en el tanque FA-610.
8	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en la carcaza o en la línea de descarga de la bomba GA-604A/R.
9	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en la carcaza o en la línea de descarga de la bomba GA-1001A/R.
10	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en la carcaza o en la línea de descarga de la bomba GA-1003A/R.
11	Incendio por fuga de gas.	Ignición de una nube de H ₂ , fugada por un orificio en el tanque FA-601, FA-602 o FA-603.
12	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en una de las esferas de almacenamiento TE-601A/B.

TABLA 6.2.1. (continuación)

No.	RIESGO	ESCENARIO DE ACCIDENTE
13	Incendio por flasheo.	Ignición de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en la carcaza o en la línea de descarga de la bomba GA-620A/R.
14	Explosión de nube de gas.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de H ₂ , fugada por un orificio en la carcaza o en la línea de descarga de uno de los compresores GB-601A/B
15	Explosión de nube de gas.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de H ₂ , fugada por un orificio en uno de los secadores FA-604A/B.
16	Explosión de nube de gas.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de C ₅ /C ₆ , H ₂ en el tanque FA-608
17	Explosión de nube de vapor.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de H ₂ e isómeros en uno de los reactores DC-601A/B.
18	Explosión de nube de gas.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de H ₂ , C ₁ /C ₃ fugada por un orificio en el tanque FA-610.
19	Explosión de nube de vapor.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en el tanque FA-1001.
20	Explosión de nube de gas.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de H ₂ , fugada por un orificio en el tanque FA-601, FA-602 o FA-603.
21	Explosión de nube de gas.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de H ₂ , C ₁ /C ₃ fugada por un orificio en la torre DA-602.
22	Explosión de nube de vapor.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en una de las esferas de almacenamiento TE-601A/B.
23	Explosión de nube de vapor.	Explosión originada por la ignición retrasada de una nube de vapor inflamable, creada por la fuga de isómeros en la carcaza o en la línea de descarga de la bomba GA-620A/R.

6.3. DIAGRAMAS DE REPRESENTACION DE CONSECUENCIAS

Los datos requeridos para el modelado de consecuencias se tomaron de los siguientes documentos de Ingeniería Básica: Bases de diseño, DFP's, DTI's y el balance de materia y energía.

En todos los escenarios de accidentes descritos en la tabla 6.2.1. para ambos modelos, Explosión de nubes de vapor e Incendios por flasheo, se considera que los orificios en los equipos o rupturas de líneas son del tamaño de la línea considerada, por lo que la cantidad de flujo que se fuga es el total del flujo que maneja la línea considerada. Se considera un tiempo de duración de la emisión (fuga) conservador de 5 minutos, en lo que se detecta la fuga y se bloquean los equipos y/o líneas involucrados.

Además, en ambos modelos se considera que el centro de la nube está en el punto donde se origina la fuga.

En la tabla 6.3.1. se muestran los datos entrados para modelar la Explosión de nubes de vapor.

TABLA 6.3.1
DATOS REQUERIDOS PARA EL MODELO DE EXPLOSION DE NUBES DE VAPOR

ACCIDENTE (No.)	M	VG (ft ³)	T ₂ (°C)	ρ (g/cm ³)	VL (gal)	Cp (cal/g °C)	ΔH_v (cal/g)	LII (%Vol)	LIS (%Vol)	ΔH_c (Btu/lb)	h (ft)
14	3.4	561.7	-250.3	—	—	1.3	—	4.0	75.0	37180	10
15	3.4	408.1	-250.3	—	—	1.26	—	4.0	75.0	37180	10
16	79.3	—	75.9	0.640	1585	0.53	82.9	1.32	8.1	20540	13
17	71.9	—	71.97	0.460	2240	0.86	277.1	1.6	14.8	20522	13
18	22.5	307.7	-47.3	—	—	0.58	—	3.4	36.8	22566	13
19	79.5	—	68.9	0.611	2967	0.60	82.5	1.34	8.12	20017	17
20	3.4	488.0	-250.3	—	—	1.26	—	4.0	75.0	37180	10
21	22.5	550.9	-47.3	—	—	0.57	—	3.4	36.8	22566	13
22	79.5	—	68.9	0.634	3350	0.54	82.5	1.34	8.12	20017	13
23	79.5	—	68.9	0.630	3350	0.54	82.5	1.34	8.12	20017	13

Para todos los accidentes se utilizaron los siguientes datos:

Duración de la emisión: 5 minutos
Temp. ambiente (T₁): 21°C

En la tabla 6.3.2. se muestran los resultados obtenidos por el modelo de Explosión de nubes de vapor.

En los accidentes No. 16,17,19,22,23, se consideró la energía desprendida (W_e) por el caso de Daño Máximo Probable (DMP). Debido a que en estos accidentes se involucra líneas de más de 8" de diámetro, por lo que considerar una ruptura de ese tamaño es por sí solo muy crítico, y considerar un daño catastrófico es muy excesivo.

Los objetos o personas que se encuentren a una distancia menor de la indicada, desde el punto dónde se origina la fuga, para una sobrepresión de 30 psi, resultarán seriamente dañados e incluso las personas podrían morir por efectos directos de la explosión.

Las personas que se encuentren a una distancia menor de la indicada, desde el punto dónde se origina la fuga, para una sobrepresión de 0.5 psi, podrían sufrir lesiones ocasionadas por vidrios rotos disparados (proyectiles).

Estos resultados se representan gráficamente en los diagramas de representación de consecuencias, mostrados más adelante

TABLA 6.3.2.
RESULTADOS DEL MODELO DE EXPLOSION DE NUBES DE VAPOR

ACCIDENTE (No.)	V (fracc. Vol)	Dc (m)	DCP / DMP W_e (ton TNT)	Distancia alcanzada por una sobrepresión de 0.5 psi (m)	Distancia alcanzada por una sobrepresión de 30 psi (m)
14	0.395	4.3	0.004	81.0	7.6
15	0.395	3.6	0.003	80.0	7.3
16	0.047	51.0	0.278	259.0	24.0
17	0.082	28.5	0.127	213.0	18.0
18	0.201	3.9	0.010	88.0	8.2
19	0.047	58.8	0.440	303.0	26.0
20	0.395	4.0	0.004	81.0	7.6
21	0.201	5.2	0.018	97.0	9.1
22	0.047	68.8	0.461	304.0	27.0
23	0.047	68.8	0.461	304.0	27.0

En la tabla 6.3.3. se muestran los datos entrados para modelar los Incendios por flasheo. El diámetro de la nube (D) y la fracción volumen de combustible en la nube se obtuvieron utilizando el modelo de explosión de nubes de vapor.

TABLA 6.3.3.
DATOS REQUERIDOS PARA EL MODELO DE INCENDIOS POR FLASHEO

ACCIDENTE (No.)	M _{fuel}	Φ (fracc. Vol)	Φ_{st} (fracc. Vol)	D (m)
1	3.4	0.395	0.295	4.3
2	3.4	0.395	0.295	3.6
3	79.3	0.047	0.023	51.0
4	79.3	0.047	0.023	51.0
5	79.3	0.047	0.023	51.0
6	71.9	0.082	0.051	28.5
7	22.5	0.201	0.153	3.9
8	69.3	0.047	0.024	37.2
9	79.5	0.047	0.024	62.8
10	85.7	0.045	0.022	33.6
11	3.4	0.395	0.295	4.0
12	79.5	0.047	0.024	68.8
13	79.5	0.047	0.024	68.8

Para todos los accidentes se utilizaron los siguientes datos:

Velocidad del viento (U_w): 13.0 m/s
 Humedad relativa (RH): 88.0 %
 Profundidad de la nube (d): 0.2 m
 Razón de expansión (α): 8.0 (para hidrocarburos)
 Duración de la emisión: 5 minutos

En la tabla 6.3.4. se muestran los resultados obtenidos por el modelo de incendios por flasheo.

Los objetos o personas que se encuentren a una distancia menor de la indicada, desde el punto dónde se origina la fuga, para una radiación de 11800 Btu/h ft², resultarán seriamente dañados e incluso las personas sufrirán quemaduras de tercer grado si no se cubren adecuadamente en 20 segundos.

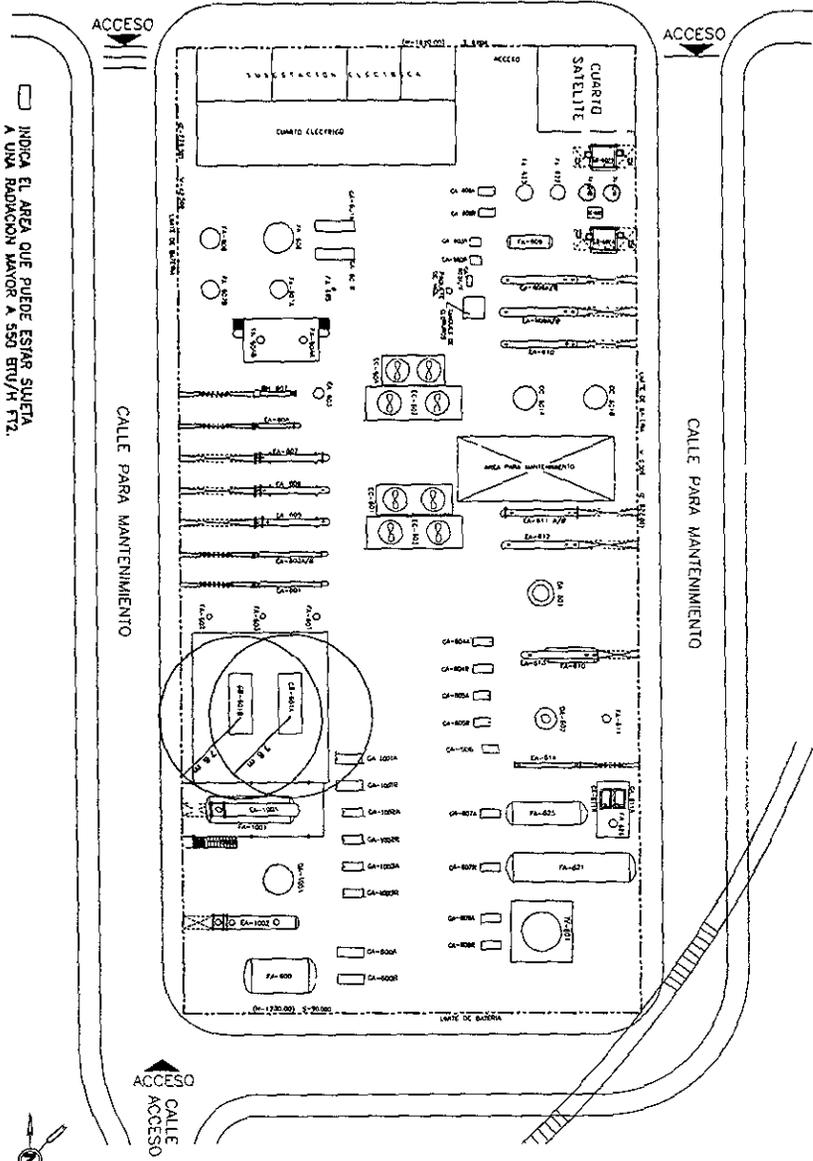
Las personas que se encuentren a una distancia menor de la indicada, desde el punto dónde se origina la fuga, para una radiación de 550 Btu/h ft², sufrirán quemaduras de primer grado si no se cubren en 60 segundos.

TABLA 6.3.4
RESULTADOS DEL MODELO DE INCENDIOS POR FLASHEO

ACCIDENTE (No.)	Distancia alcanzada por una intensidad de radiación de 550 Btu/h ft ² (m)	Distancia alcanzada por una intensidad de radiación de 11800 Btu/h ft ² (m)
1	7.6	0.01 (3150 Btu/h ft ²)
2	5.0	0.01 (2640 Btu/h ft ²)
3	172.0	28.0
4	172.0	28.0
5	172.0	28.0
6	90.0	11.0
7	6.1	0.01 (2860 Btu/h ft ²)
8	127.0	16.0
9	207.0	36.0
10	116.0	13.0
11	6.5	0.01 (2930 Btu/h ft ²)
12	233.0	42.0
13	233.0	42.0

A continuación se presentan los diagramas de representación de consecuencias, en los que se representan gráficamente los resultados de ambos modelos.

CALLE No 29



□ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUETA A UNA RADIAION MAYOR A 550 BTU/H FT2.

FIGURA 6.3.1¹ DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIAION DE 550 BTU/H FT2 ACCIDENTE: (1) IGNICION DE UNA NUBE DE H2 EN UNO DE LOS COMPRESORES GB-601A/B

CALLE No 29

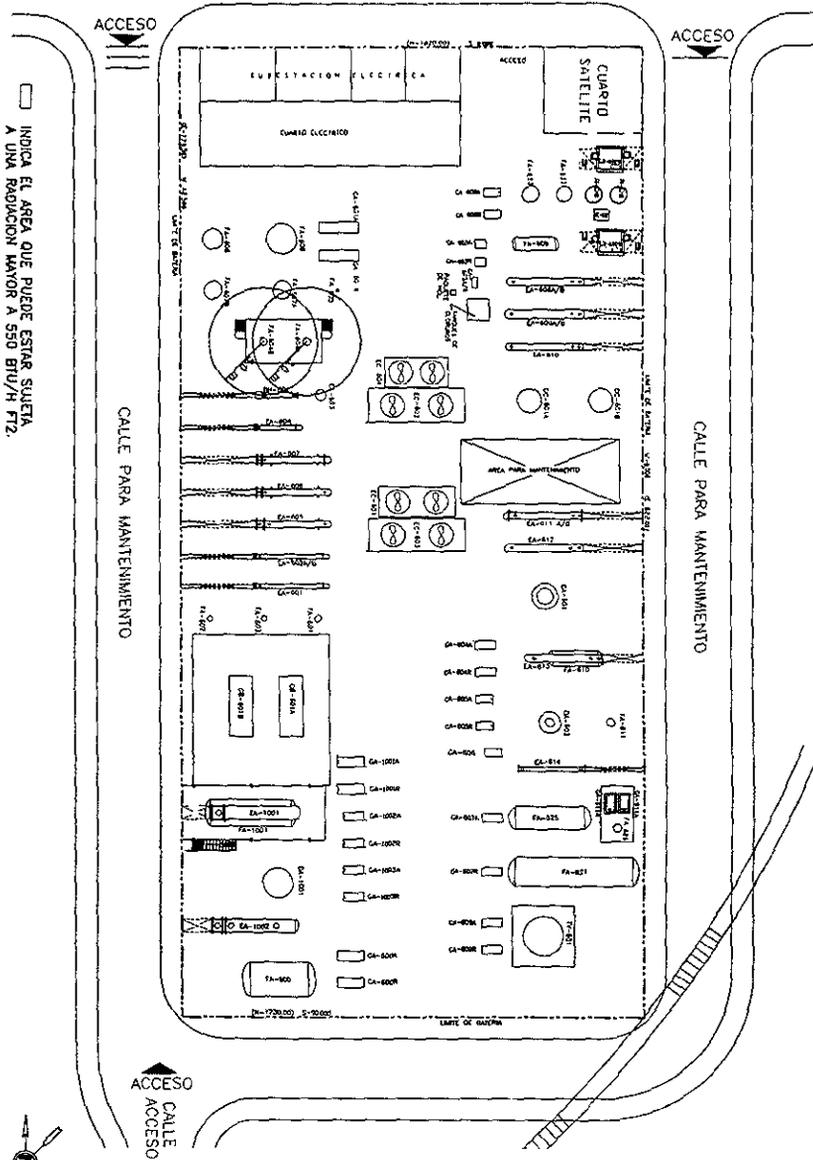
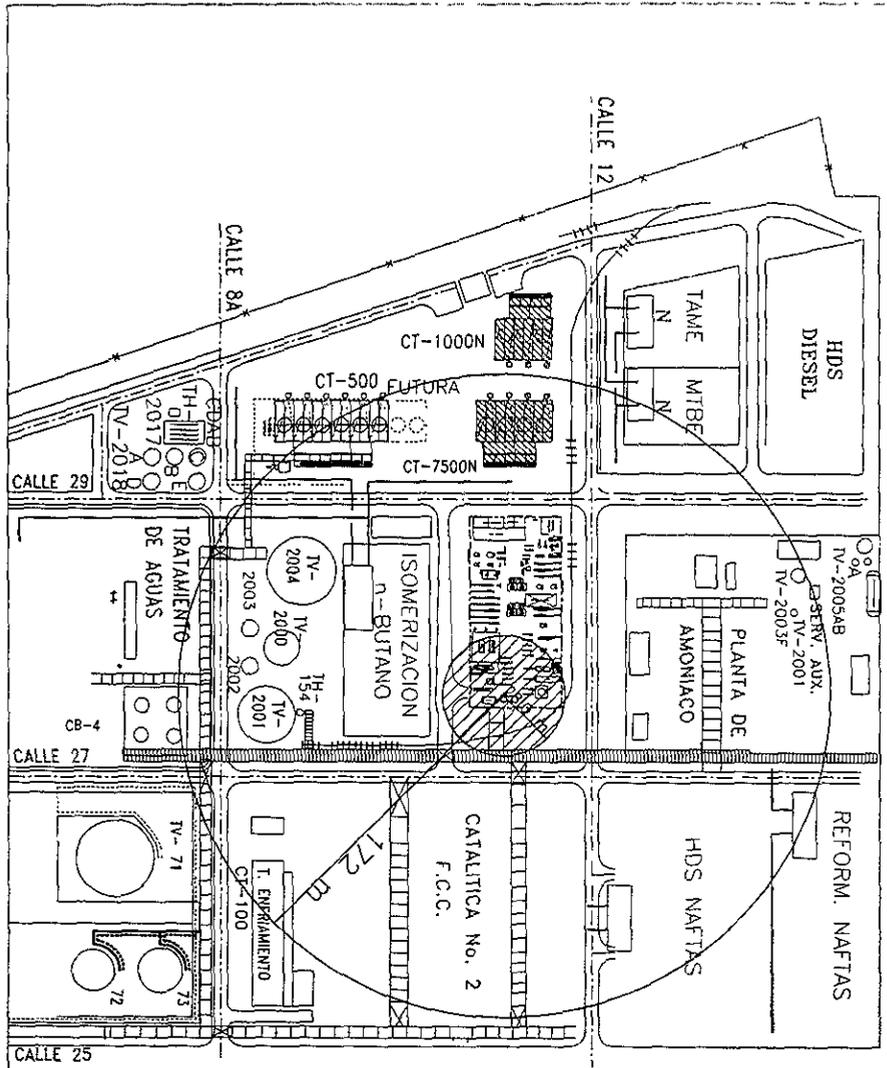


FIGURA 6.3.2.
DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIAION DE 550 BTU/H FT2
ACCIDENTE: (2) IGNICION DE UNA NUBE DE H2 EN UNO DE LOS SECADORES FA-604A/B

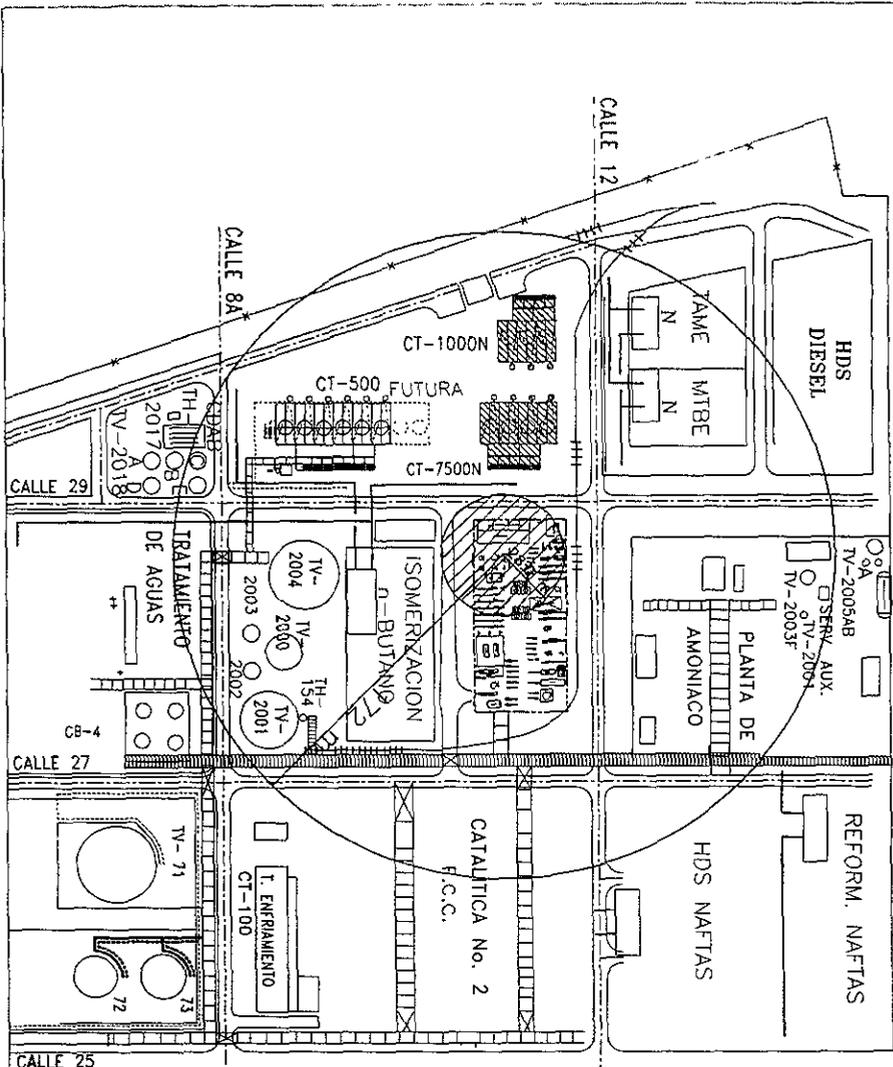
FIGURA 6.3.3.
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIAACION DE 550 Y 11800 BTU/H FT2
 ACCIDENTE: (3) IGNICION DE UNA NUBE DE VAPOR INFLAMABLE (C5/C6) EN LA BOMBA GA--600A/R



□ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA
 A UNA RADIAACION MAYOR A 550 BTU/H FT2.
 ■ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA
 A UNA RADIAACION MAYOR A 11800 BTU/H FT2.



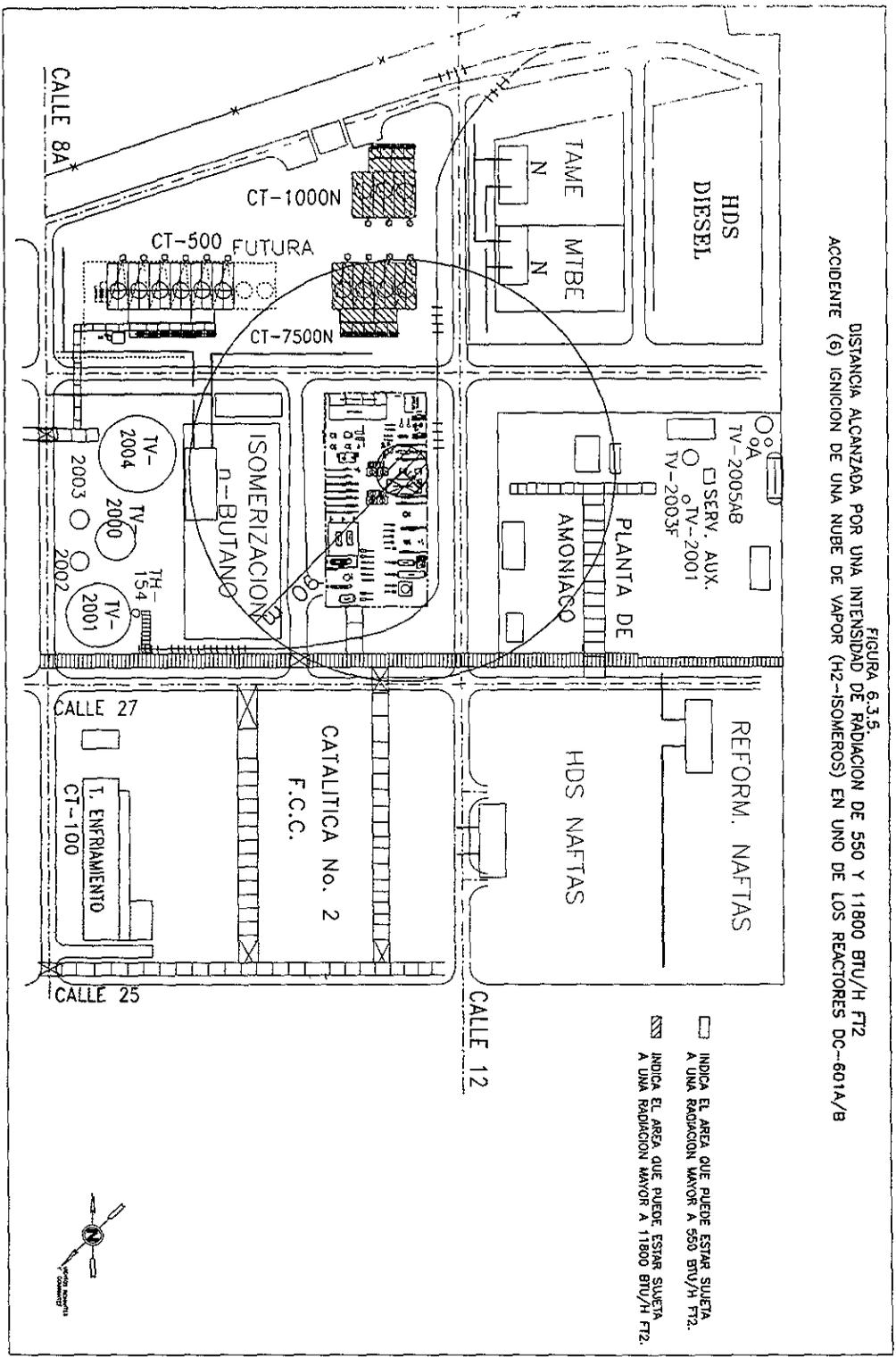
FIGURA 6.3.4.
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIACION DE 550 Y 11800 BTU/H FT²
 ACCIDENTES: (4) ○ (5) IGNICION DE UNA NUBE DE VAPOR (CS/CS) EN EL TANQUE FA-608 O LA BOMBA GA-601A/R



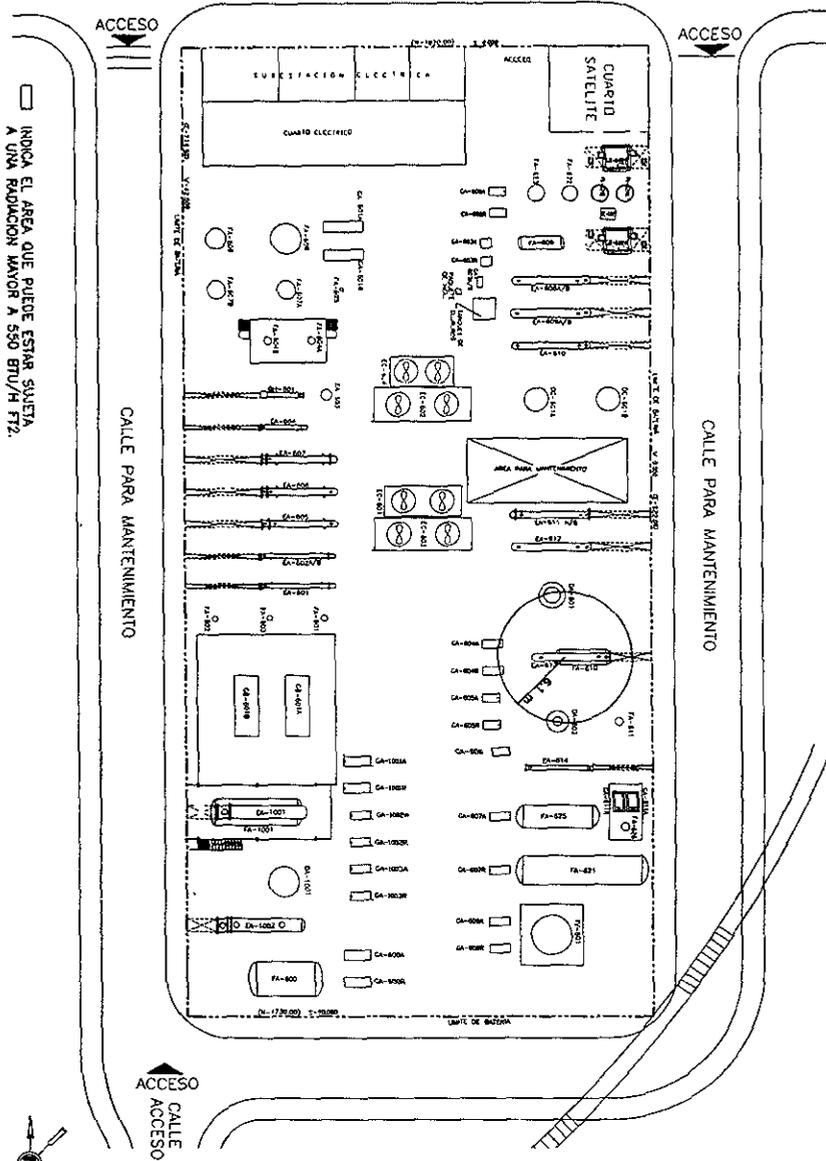
□ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIAION MAYOR A 550 BTU/H FT².
 ▨ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIAION MAYOR A 11800 BTU/H FT².



FIGURA 6.3.5.
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIACION DE 550 Y 11800 BTU/H FT2
 ACCIDENTE (6) IGNICION DE UNA NUBE DE VAPOR (H2-ISOMEROS) EN UNO DE LOS REACTORES DC-601A/B



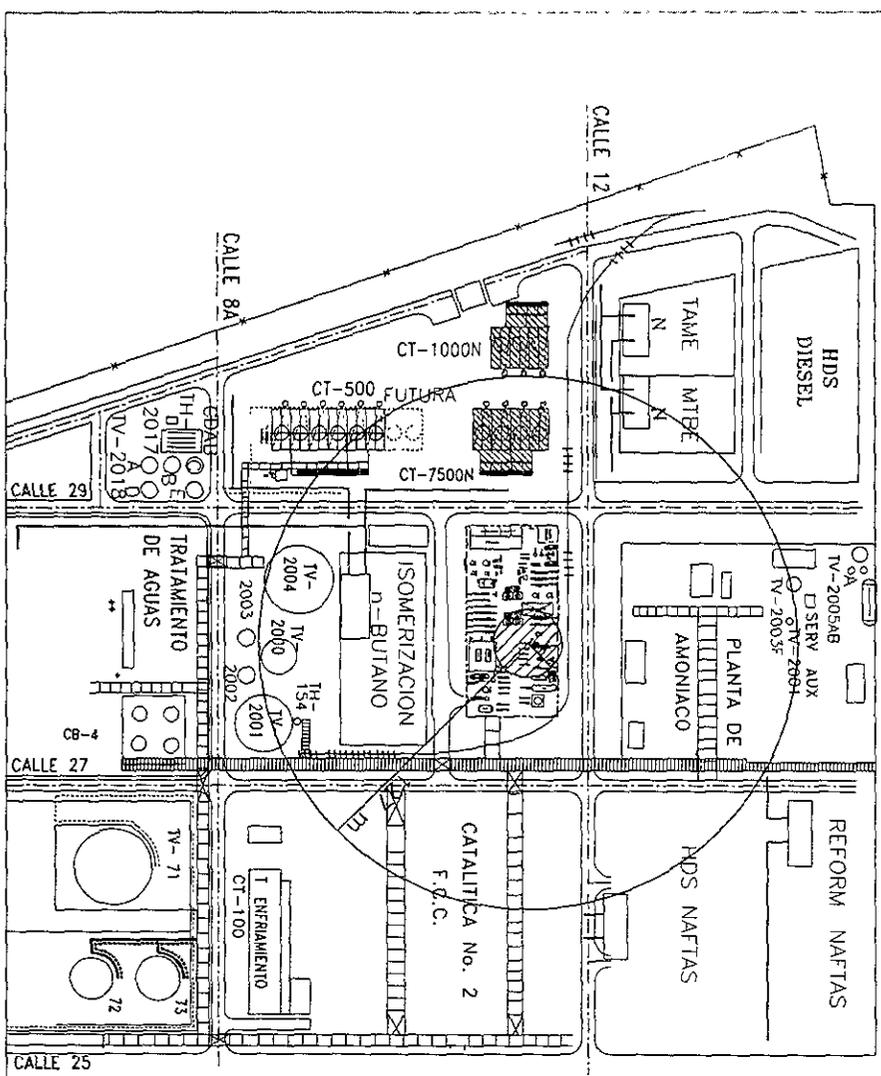
CALLE No 29



□ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIACION MAYOR A 550 BTU/H FT2.

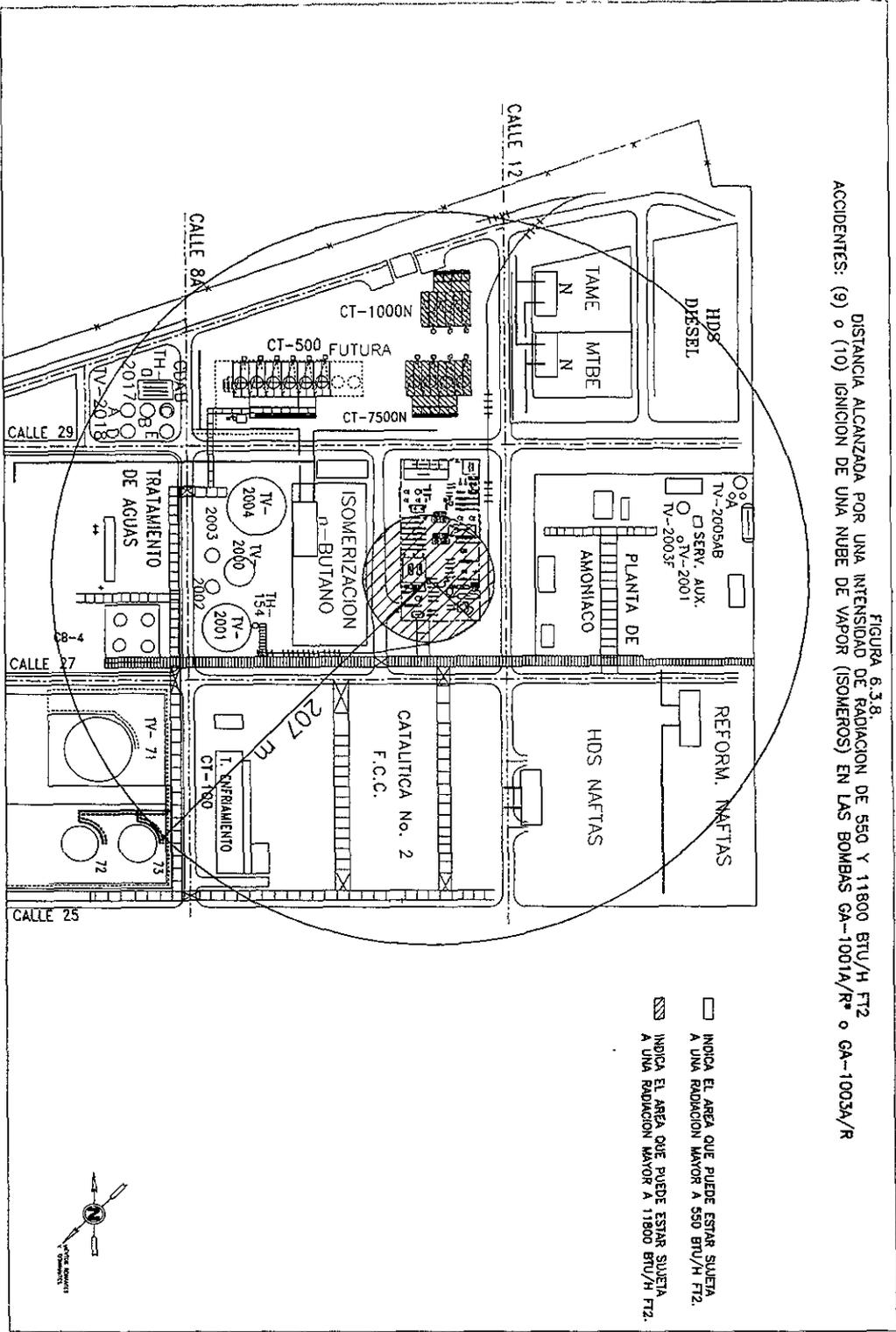
FIGURA 6.3.6.
DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIACION DE 550 BTU/H FT2
ACCIDENTE: (7) IGNICION DE UNA NUBE DE H2-C1/C3 EN EL TANQUE FA-610

FIGURA 6.3.7.
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIACION DE 550 Y 11800 BTU/H FT2
 ACCIDENTE: (B) IGNICION DE UNA NUBE DE VAPOR INFLAMABLE (ISOMEROS) EN LA BOMBA GA-804A/R



- INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIACION MAYOR A 550 BTU/H FT2.
- ▨ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIACION MAYOR A 11800 BTU/H FT2.

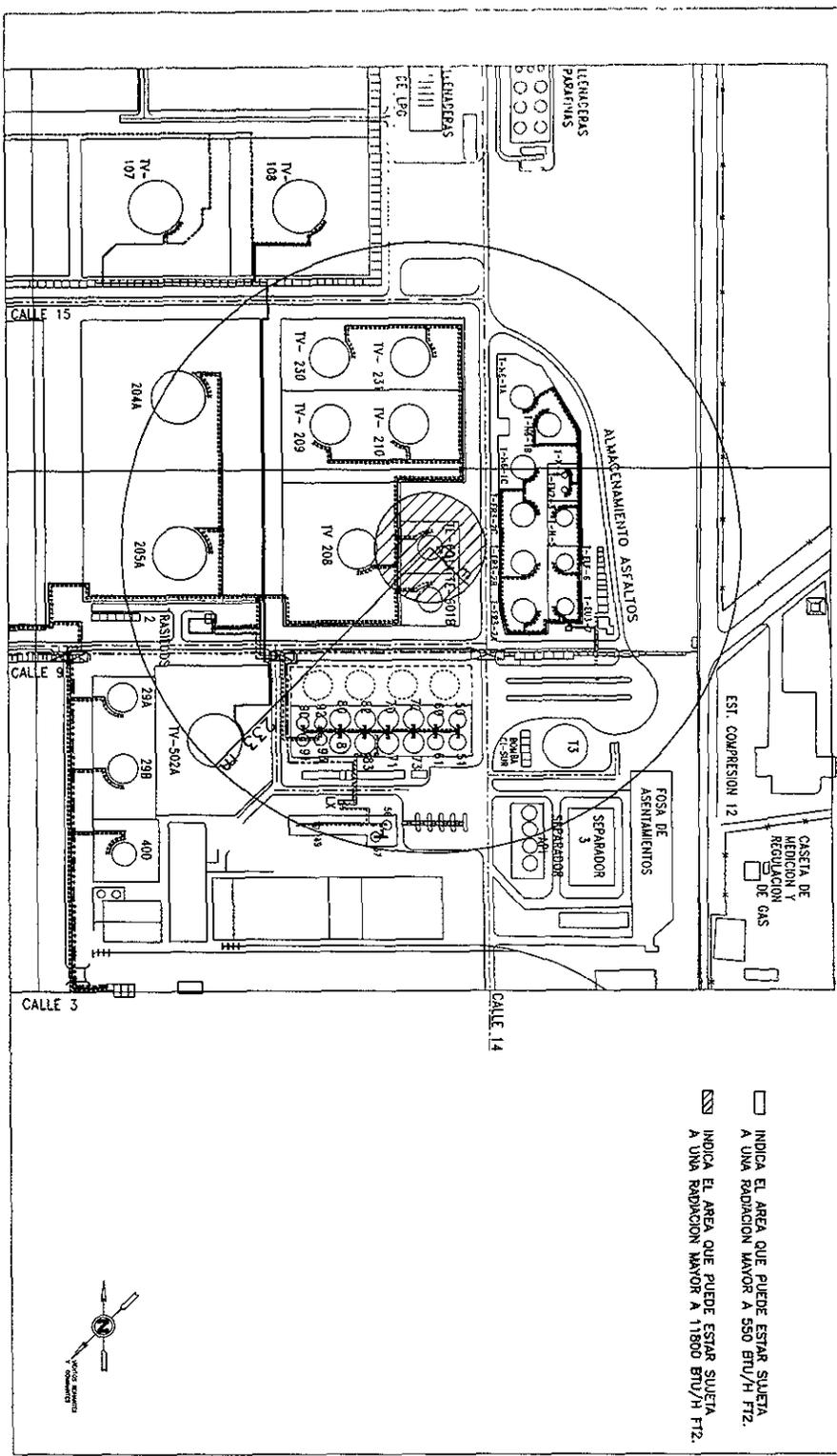
FIGURA 6.3.8
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIACION DE 550 Y 11800 BTU/H FT²
 ACCIDENTES: (9) o (10) IGNICION DE UNA NUBE DE VAPOR (ISOMEROS) EN LAS BOMBAS GA-1001A/R* o GA-1003A/R



□ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIACION MAYOR A 550 BTU/H FT².
 ▨ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIACION MAYOR A 11800 BTU/H FT².



FIGURA 6.3.10. DISTANCIA ALCANZADA POR UNA INTENSIDAD DE RADIACION DE 550 Y 11800 BTU/H FT² ACCIDENTES: (12) o (13) IGNICION DE UNA NUBE DE VAPOR (ISOMEROS) EN UNA DE LAS ESFERAS TE-601A/B o LA BOMBA GA-620A/R



- INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIACION MAYOR A 550 BTU/H FT².
- ▨ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A UNA RADIACION MAYOR A 11800 BTU/H FT².

FIGURA 6.3.11
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA SOBREPRESION DE 0.5 Y 30 PSI
 ACCIDENTES. (14) o (20) EXPLOSION DE UNA NUBE DE H2 EN UNO DE LOS COMPRESORES GB-601A/B
 O EN LOS TANQUES FA-601 o FA-602 o FA-603

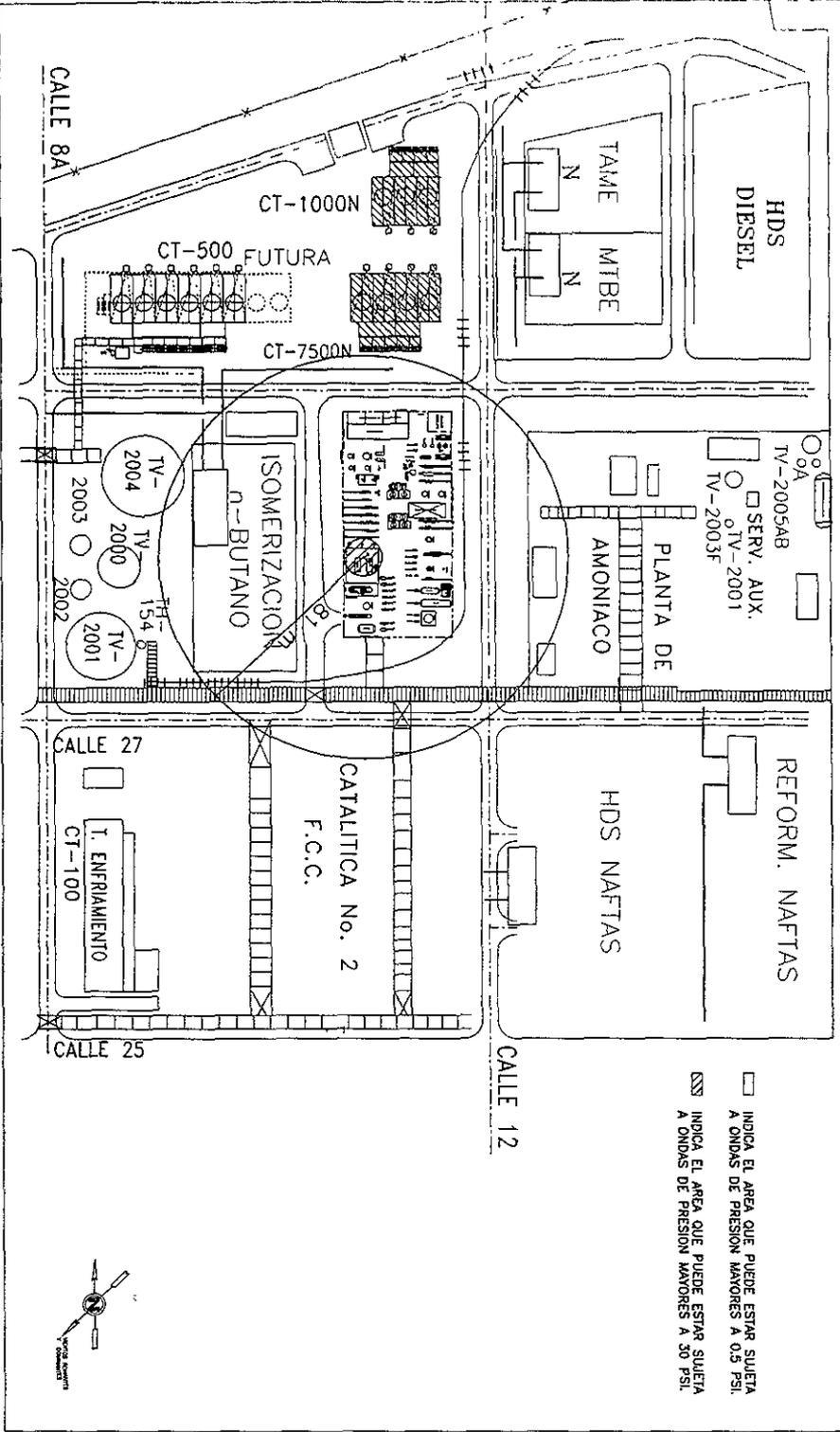


FIGURA 6.3.12.
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA SOBREPRESION DE 0.5 Y 30 PSI
 ACCIDENTE: (15) EXPLOSION DE UNA NUBE DE H2 EN UNO DE LOS SECADORES FA-604A/B

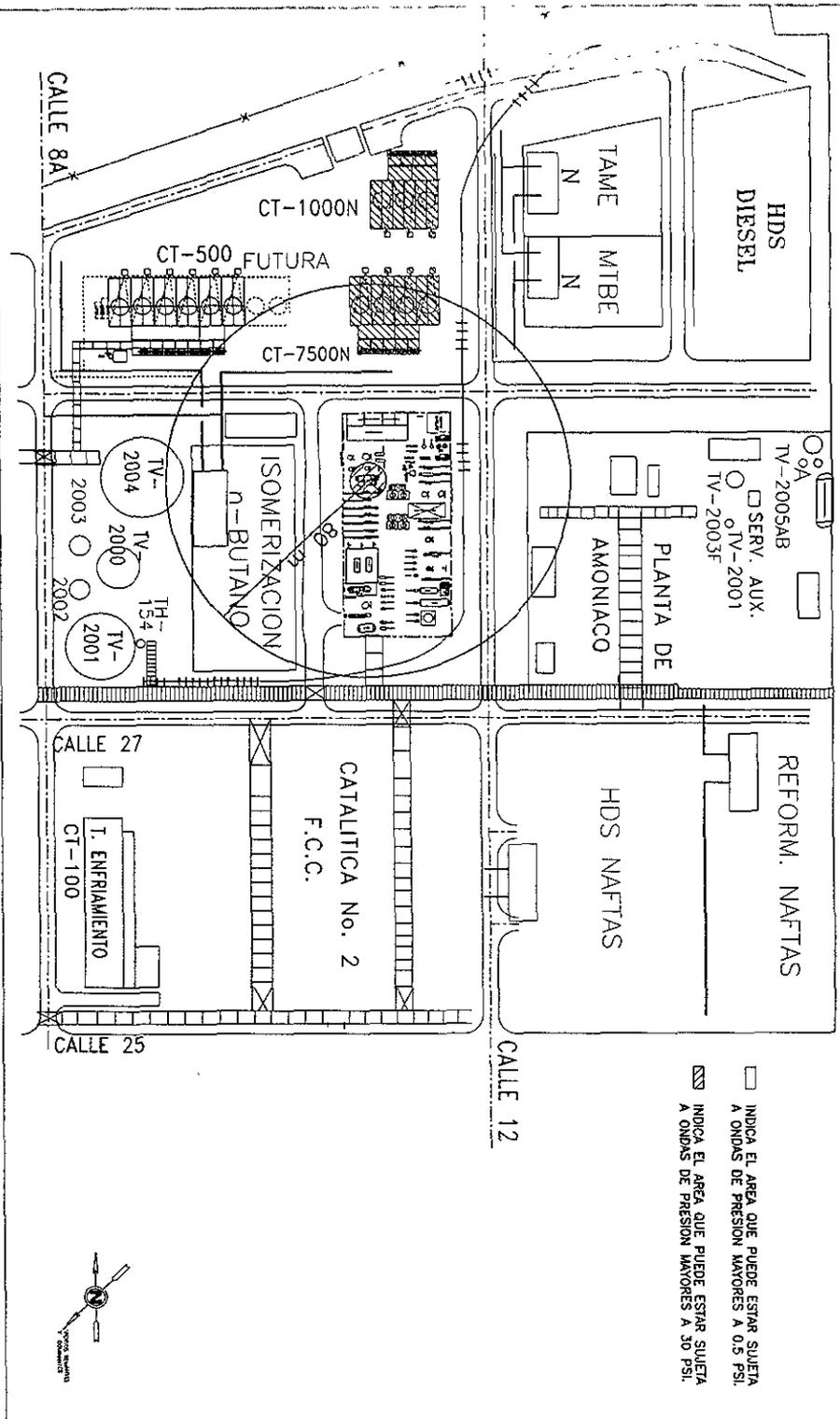
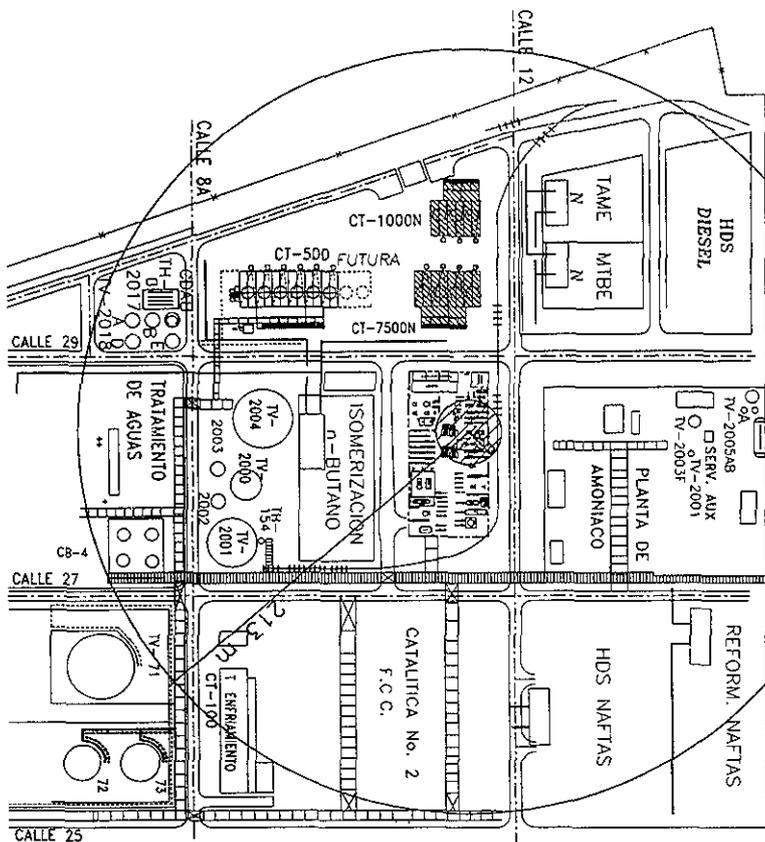


FIGURA 6.3.14
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA SOBREPRESION DE 0.5 Y 30 PSI
 ACCIDENTE. (17) EXPLOSION DE UNA NUBE DE VAPOR (H2-ISOMEROS) EN UNO DE LOS REACTORES DC-601A/B



- INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A ONDAS DE PRESION MAYORES A 0.5 PSI
- ▨ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A ONDAS DE PRESION MAYORES A 30 PSI.



FIGURA 6.3.15
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA SOBREPRESION DE 0.5 Y 30 PSI
 ACCIDENTES: (18) ○ (21) EXPLOSION DE UNA NUBE DE H2-C1/C3 EN EL TANQUE FA-610 O LA TORRE DA-602*

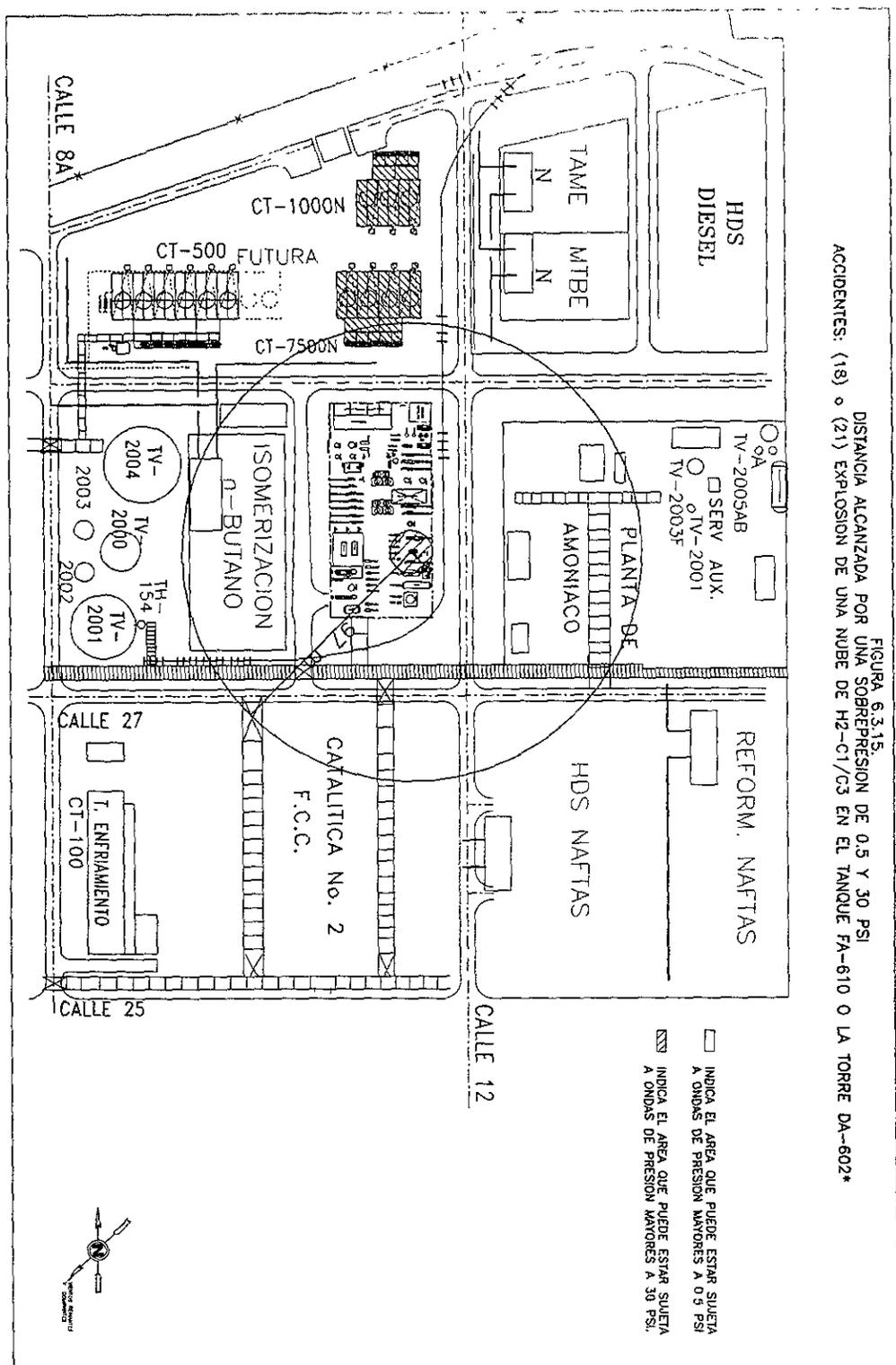
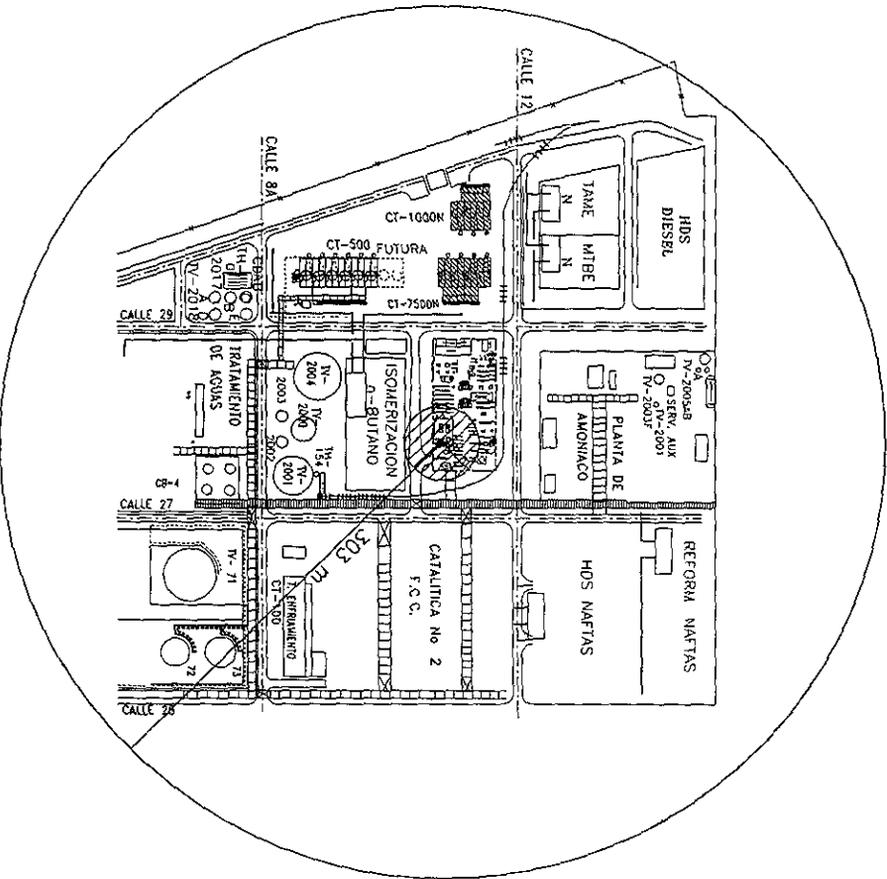


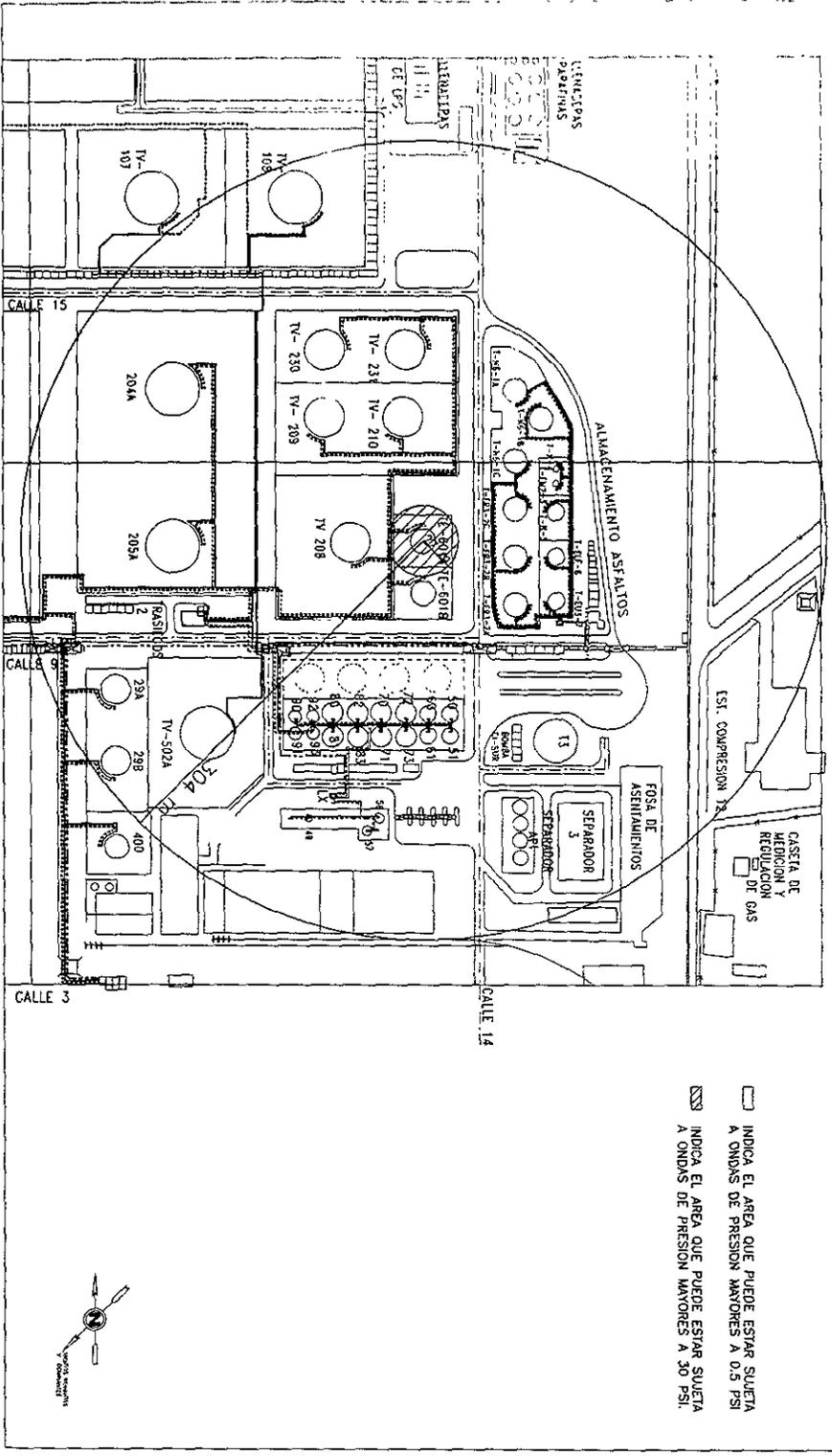
FIGURA 6.3.16.
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA SOBREPRESION DE 0.5 Y 30 PSI
 ACCIDENTE. (19) EXPLOSION DE UNA NUBE DE VAPOR (ISOMEROS) EN EL TANQUE FA-1001



- INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A ONDAS DE PRESION MAYORES A 0.5 PSI.
- ▨ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A ONDAS DE PRESION MAYORES A 30 PSI.



FIGURA 6.3.17
 DISTANCIA ALCANZADA POR UNA SOBREPRESION DE 0.5 Y 30 PSI
 ACCIDENTES: (22) • (23) EXPLOSION DE UNA NUBE DE VAPOR (SOMEROS) EN UNA DE LAS ESFERAS TE-601A/B O LA BOMBA GA-620A/R



▭ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A ONDAS DE PRESION MAYORES A 0.5 PSI
 ▨ INDICA EL AREA QUE PUEDE ESTAR SUJETA A ONDAS DE PRESION MAYORES A 30 PSI.

7. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES

7.1. RECOMENDACIONES A SEGUIR PARA SEGURIDAD DE LA PLANTA

De acuerdo al análisis de riesgos (HAZOP) realizado a la planta Isomerizadora, se proponen las siguientes recomendaciones:

- Instalar una boquilla para CO₂ en la zona de los compresores GB-601A/B y los tanques FA-601, FA-602, FA-603, para extinguir posibles incendios (pequeños) ocasionados por alguna posible fuga de H₂ en estos equipos.
- Instalar un detector de gas (nubes explosivas) cerca del tanque FA-610, para detectar rápidamente posibles fugas ocasionadas por sobrepresión en el tanque.
- Acondicionar diques drenados al rededor de las bombas que manejan hidrocarburos (GA-600A/R, 601A/R, 604A/R, 1001A/R, 1002A/R, 1003A/R), para que en caso de algún derrame, evitar que este se extienda y se incremente el riesgo de incendio.
- Seguir los procedimientos de inspección y mantenimiento en cada uno de los equipos, dispositivos e instrumentos, de acuerdo a las fechas programadas para ello. En especial en los reactores DC-601A/B y la torre DA-602, para evitar que se presente alguna fuga de cloruro de hidrogeno, que al contacto con la humedad del aire generaría ácido clorhídrico, lo que provocaría corrosión del equipo, líneas o instalaciones cercanas.
- Seguir los procedimientos de operación normal y especiales, así como asegurarse que todo el personal de operación los conozca.
- Seguir los procedimientos de emergencia establecidos según el tipo de accidente, así como entrenar y asegurarse que el personal de seguridad los conozca.
- Verificar la posición de las válvulas de bloqueo cada vez que se arranque o pare algún equipo.

7.2. CONCLUSIONES

- El propósito de un análisis de riesgos de procesos (ARP) es identificar los riesgos presentes en el proceso y las posibles maneras de reducirlos o eliminarlos.
- La metodología HAZOP de "palabras guía" es uno de los métodos más rigurosos y completos de ARP, no solo se dedica a identificar los riesgos, sino que puede detectar diversos problemas de operación en la planta.
La premisa del HAZOP es que puede existir un problema si el proceso se desvía de sus parámetros de diseño.
- Para poder realizar un HAZOP es necesario contar con los siguientes documentos de Ingeniería Básica; Descripción del proceso, DFP, BMyE, DTI's, PLG, Filosofía de operación.
- De acuerdo al análisis de riesgos (HAZOP), los principales riesgos detectados en la planta Isomerizadora son alguna explosión o incendio, debido a las características inflamables y/o explosivas de las sustancias que se manejan (principalmente hidrocarburos).
- De acuerdo al HAZOP, se detecta que todos los equipos propensos al riesgo de incendio o explosión, cuentan con los sistemas de control adecuados para prevenir que ocurra la falla que conllevaría al riesgo. Así como con los dispositivos de seguridad adecuados para mitigar rápidamente el evento y evitar tener consecuencias mayores, en el caso de que falle algún sistema de control.
- El propósito del análisis de consecuencias es determinar la intensidad de las consecuencias en caso de que ocurra un accidente, este se realiza por medio de los modelos de consecuencias.
- Para poder realizar un análisis de consecuencias, es necesario describir el escenario del accidente en específico que se desee analizar, puesto al descubierto por el análisis de riesgos (HAZOP), así como contar con las principales características de las sustancias involucradas.
- De acuerdo al modelo de Explosión de nubes de vapor, al incrementarse el tiempo de duración de la emisión (fuga), el diámetro de la nube formada será mayor, lo cual implicará una energía desprendida mayor, lo que se traduce en una mayor área afectada por ondas de presión

Cuanto más elevada se encuentre la nube, su diámetro será menor, lo cual implicará una menor área de afectación. La tendencia a elevación de la nube se ve favorecida en espacios abiertos (como en el área de bombas y tanques elevados).

- De acuerdo al modelo de Incendios por flasheo, al incrementarse el diámetro de la nube, la intensidad de radiación será mayor, lo que se traduce en un área mayor de afectación. El diámetro de la nube aumentará al incrementarse el tiempo de emisión (fuga).

Al aumentar la velocidad del viento, la intensidad de radiación disminuirá, lo cual implicará una menor área de afectación. La mayor velocidad, se da también, en espacios abiertos.

- De acuerdo al análisis de consecuencias, el accidente más crítico que podría ocurrir dentro del área de proceso de la planta, se provocaría en el tanque FA-1001 o la bomba GA-1001A/R, alcanzando a afectar las zonas dentro de un radio de 303 m en caso de una explosión en el tanque FA-1001; que provocaría pérdidas en dinero por más de 7 millones de dólares (MMDIs), considerando que se destruirían totalmente las instalaciones que se encuentran en 26 m a la redonda.

Tal accidente ocurriría si se presentará una fuga, originada por una sobrepresión, en el tanque o sus líneas de entrada o salida, y además si hubiera fuego o un chispazo cerca del tanque. El equipo cuenta con indicador de presión y válvula de seguridad para prevenir que ocurra dicha falla, además existe un extintor de CO₂ y un hidrante-monitor cerca del tanque para mitigar rápidamente el fuego y/o mantener frío el equipo. Por lo que es muy poco probable que ocurra tal accidente.

En caso de un incendio en la bomba GA-1001A/R; la radiación emitida afectaría las zonas dentro de un radio de 207 m, que provocaría pérdidas en dinero por más de 10 MMDIs, considerando que se destruirían parcialmente las instalaciones que se encuentran en 36 m a la redonda.

Este accidente ocurriría si se presentarán las mismas condiciones descritas anteriormente. Cada bomba cuenta con indicadores de presión y flujo, dispositivo e indicador luminoso de paro por sobrecarga para prevenir que ocurra la falla, además existe un detector de fuego entre las bombas y una boquilla aspersora en cada bomba para mitigar rápidamente el evento. Por lo que también es muy poco probable que ocurra este accidente.

- En cuanto al área de almacenamiento, una explosión en una de las esferas TE-601A/B afectaría las zonas en 304 m a la redonda, y un incendio emitiría una radiación que alcanzaría a afectar las zonas en 233 m a la redonda; en ambos casos, se tendrían pérdidas en dinero por más de 1 MMDIs, considerando que se destruiría totalmente una de las instalaciones y se perderían cerca de 2000 m³ de producto (gasolina)

Este accidente ocurriría si se presentarán las mismas condiciones descritas anteriormente. Cada esfera cuenta con indicadores de presión y válvulas de seguridad para prevenir que ocurra la falla, existe un hidrante-monitor, detectores de gas y anillos de agua contra incendio superior e inferior, así como un deflector de agua en la parte superior de cada esfera para mitigar rápidamente el fuego y/o mantener frío el equipo.

Además, cada esfera cuenta con sistema Vickers para evitar la entrada y salida de producto en caso de incendio, y cada una tiene un dique drenado para contener la mitad del producto almacenado (1000 m³) en caso de un derrame, lo que evitaría que el producto derramado encuentre una fuente de ignición. Por lo que es muy poco probable que ocurra este accidente.

- Considerando que la planta Isomerizadora cuenta con Sistema de Control Distribuido (DCS), con registro de datos en pantalla en el cuarto de control, y que se siguen correctamente los procedimientos de emergencia, el tiempo de detección de la fuga y bloqueo de líneas y/o equipos involucrados puede ser menor de 5 minutos, por lo que el tiempo de emisión puede ser menor y por lo tanto, presentarse áreas afectadas menores que las indicadas por el análisis de consecuencias, en caso de un accidente.

8. BIBLIOGRAFIA

1. "Guidlines for Hazard Evaluation Procedures".
Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the American Institute of Chemical Engineers (AIChE). 1992
2. "Guidlines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis".
Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the American Institute of Chemical Engineers (AIChE). 1989
3. "Guidlines for Evaluating the Characteristics of Vapor Cloud Explosions, Flash Fires, and BLEVES".
Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the American Institute of Chemical Engineers (AIChE). 1994
4. "Dangerous Properties of Industrial Material"
Newton Irving Sax
Van Nostrand Reinhold Co. 1984
5. "Curso piloto de análisis de riesgos".
Dr. Jesús Arturo Butron Silva
Colegio Nacional de Ingenieros Químicos y Químicos (CONIQQ)
6. "Curso de evaluación de riesgos en la industria".
Federico López de Alba
Instituto Estatal para el Desarrollo de la Seguridad en el Trabajo, Edo. de México. 1996
7. "PHA-Pro 3, User's Guide".
DYADEM International Ltd. 1994-1997
8. "Manual de Operación General (Planta Isomerizadora de Pentanos y Hexanos)".
Construcciones Protexa-Bechtel (CPB). 1996
9. "Unconfined Vapor Cloud Explosions".
Dr. Jesús Arturo Butron Silva
Asociación Mexicana de Higiene y Seguridad, A.C. Agosto-1995
10. "Guía general para la selección y aplicación de técnicas de evaluación de riesgos industriales".
Bolaños Delgado Pedro
TESIS-UNAM. 1997

GLOSARIO

ACCIDENTE.- Secuencia de eventos no planeados que resulta de una desviación y trae como resultado una consecuencia indeseable.

AREA DE RIESGO.- Es aquella donde existen de modo continuo o periódico, concentraciones de gases o vapores inflamables, se procesan o manejan gases o líquidos volátiles inflamables, exista la presencia de combustibles gaseosos, líquidos o sólidos que ofrezcan posibilidad de incendio o explosión.

Instalación y/o equipo que opere a altas presiones o temperaturas, que maneje productos tóxicos o corrosivos.

Insatulación y/o equipo que se encuentre a más de 10 metros de altura de una plataforma o excavaciones a más de 1.20 metros de profundidad, túneles y pozos en general.

CAUSA.- Un evento o condición que podría resultar directa o indirectamente en un accidente. Es el motivo por el que se puede presentar una desviación.

CONSECUENCIA.- Resultado de un incidente indeseable, generalmente medido en daños o pérdidas a personas o propiedades.

DESVIACION.- Los cambios que se pueden presentar al propósito (intención de diseño) del elemento analizado.

DEFLAGRACION.- Explosión provocada generalmente por vapores de compuestos orgánicos inflamables, en la cual se producen ondas de presión cuya velocidad es menor a la velocidad del sonido (340 m/s).

DETONACION.- Explosión provocada generalmente por sustancias explosivas, en la cual las ondas de presión rebasan la velocidad del sonido.

EXPLOSION.- Es un proceso a gran velocidad en la que una gas o vapor a presión elevada tiende a equilibrarse con la presión del medio que lo rodea. El equilibrio se alcanza tan rápidamente, que la energía contenida en el gas o vapor a alta presión se disipa en forma de una onda de presión.

EXPLOSION DE NUBE DE VAPOR.- Explosión resultante de la ignición de una nube de gas o vapor inflamable en la cual se generan ondas de presión.

EVELE.- Explosión de Vapor debida a la Expansión de Líquidos en Ebullición. Vaporización explosivamente rápida de un líquido, ya sea inflamable o no inflamable, causada por una liberación repentina del material desde un contenedor a presión mayor a la atmosférica y temperatura mayor al punto de ebullición a presión atmosférica.

FLASHEO.- Vaporización instantánea de una fracción o la totalidad de un líquido, cuya temperatura esta arriba de su punto de ebullición a presión atmosférica, cuando su presión es reducida repentinamente a la atmosférica.

GAS INFLAMABLE.- Cualquier gas que pueda arder en concentraciones normales de oxígeno en el aire

INFLAMABILIDAD, LIMITE INFERIOR - (LII) Concentración mínima de gas o vapor inflamable en el aire, debajo de la cual no ocurre propagación de la flama, al contacto con una fuente de ignición.

INFLAMABILIDAD, LIMITE SUPERIOR.- (LIS) Concentración máxima de gas o vapor inflamable en el aire, arriba de la cual no ocurre propagación de la flama

INCEDNIO POR FLASHEO - Combustión de un gas o vapor inflamable mezclado con el aire, en el cual la flama se propaga a través de la mezcla sin generar una explosión.

LIQUIDO INFLAMABLE.- Aquellos que tienen punto de inflamación por debajo de 37.8 °C.

LIQUIDO COMBUSTIBLE.- Aquellos que tienen punto de inflamación por arriba de 37.8 °C.

MEZCLA EXPLOSIVA.- Son gases o vapores inflamables, que mezclados con el oxígeno del aire en proporciones adecuadas, arden o hacen explosión en presencia de una fuente de ignición.

ONDA DE PRESION.- Cambio de presión, densidad del gas o vapor, y velocidad del aire alrededor de un punto de explosión.

PUNTO DE INFLAMACION.- Es la temperatura a la cual un líquido inflamable/combustible emite vapores en cantidad suficiente para formar mezclas inflamables con el aire cerca de la superficie del líquido (o la temperatura más baja a la cual la presión de vapor del líquido puede producir una mezcla inflamable). Esta temperatura es siempre menor que su punto de ebullición.

RIESGO.- Condiciones físicas o químicas que tienen la posibilidad de causar un accidente que pueda causar daños, lesiones o pérdidas a alguna persona o algún bien.

SUSTANCIA PELIGROSA.- Aquella que posee características de Corrosividad, Reactividad, Explosividad, Toxicidad, Inflamabilidad o Biológico-infecciosas, puede ocasionar una alteración significativa al ambiente, a la población o a sus bienes.

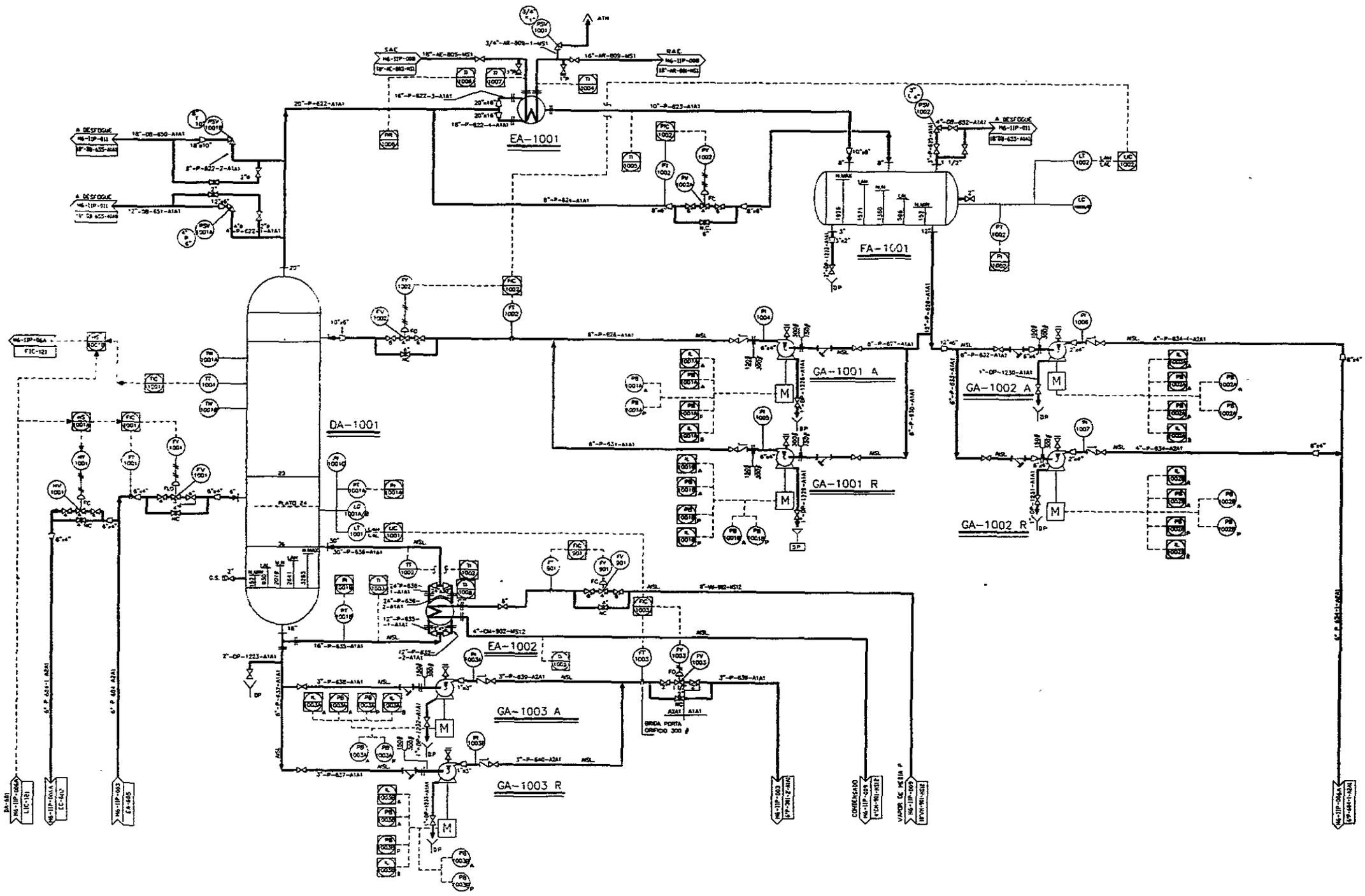
SUSTANCIA TOXICA.- Aquella que puede producir en organismos vivos lesiones, enfermedades, implicaciones genéticas o la muerte.

SEGURIDAD.- Conjunto de normas, obras y acciones, así como los instrumentos técnicos y jurídicos, requeridos para proteger la vida humana y la propiedad del hombre de la acción de fenómenos destructivos, tanto de los provocados por la naturaleza como los originados por la actividad humana.

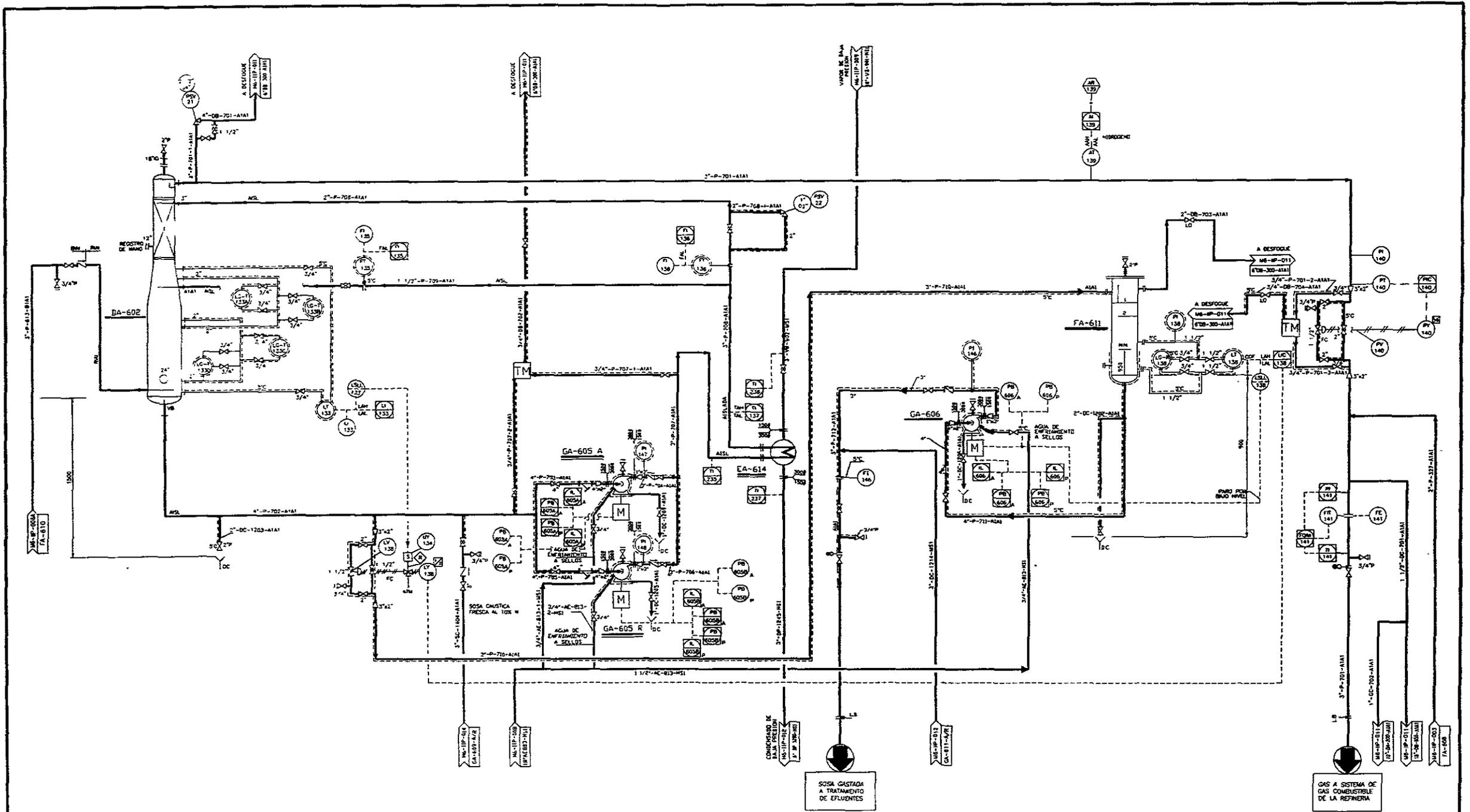
TEMPERATURA DE IGNICION.- Para cualquier sustancia; sólido, líquido o gas. Es la temperatura mínima requerida para iniciar o causar combustión sostenida por sí misma, independientemente de que exista o no una fuente de ignición.

APENDICE

A continuación se presentan algunos Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) de la planta Isomerizadora, como ejemplo, para observar como se realizó el HAZOP. No se presenta la totalidad de estos debido a que son alrededor de 15 DTI's de proceso, así como por razones de derechos de autor.



REFINERIA "ING. ANTONIO M AMOR" SALAMANCA, GTO	PLANTA ISOMERIZADORA DE PENTANOS Y HEXANOS
	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SECCION DE TORRE DESISHEXANIZADORA
ESCALA: S/C MAY 04 - 68	DIBUJO No M6-IIP-005B



REFINERIA "ING. ANTONIO M. AMOR" SALAMANCA, GTO	PLANTA ISOMERIZADORA DE PENTANOS Y HEXANOS
	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SECCION DE LAVADO CAUSTICO DE GAS
ESCALA: 3/4" NOTA: CA. -	DIBUJO No M6-IIP-087