



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

DETERMINACION DE LOS INDICES MOND Y DOW PARA
UNA PLANTA DE ISOMERIZACION.

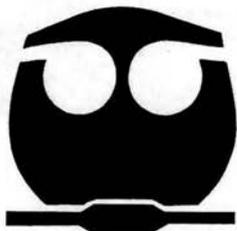
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

LAURA ANGELICA CORTES CEDILLO



MEXICO, D.F. **EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA**

2004



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.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

Presidente
Vocal
Secretario
1^{er} Suplente
2^{do} Suplente

Prof. ALEJANDRO ANAYA DURAND
Prof. EDUARDO MARAMBIO DENNETT
Prof. M. JAVIER CRUZ GOMEZ
Prof. RAMON DOMINGUEZ BETANCOURT
Prof. LÓPEZ CASTILLO NESTOR NOE

SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA

Refinería "Antonio Dovali Jaime"
Salina Cruz, Oaxaca.

Laboratorio E-212
Edificio E de la Facultad de Química, UNAM
México, D.F.

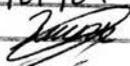
ASESOR


Dr. M. Javier Cruz Gómez

SUPERVISOR TECNICO


I.Q. Ramón García Pineda

SUSTENTANTE


Laura Angélica Cortés Cedillo
Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.
NOMBRE: Laura de Cortés Cedillo
FECHA: 19/01/04
FIRMA: 

AGRADECIMIENTOS

A mi querida Universidad Nacional, por brindarme una formación dentro y fuera de las aulas, que es y ha sido una parte importante de mi vida.

A todos los compañeros del CEASP^A y L-212 por su valiosa ayuda.

Al Dr. M. Javier Cruz Gómez por darme la oportunidad y el apoyo de poder participar en este proyecto.

A mis profesores y asesores que me ayudaron en la realización y revisión de este trabajo.

DEDICATORIAS

A Dios por todas las bendiciones que me ha otorgado.

A mis queridos Padres:

Por todo su amor, cariño, dedicación, ejemplo y apoyo, que sin todo esto no hubiera podido conseguir una más de mis metas.

Por todo esto y mucho más mil gracias.

A mis hermanos:

Por su cariño y apoyo incondicional, por que es una bendición tenerlos como hermanos (Cesar, Miguel, Yolanda y Manuel).

Gracias por mantenerse siempre juntos.

A mi Flaquito:

Gracias amor, primero por ser como eres, por brindarme tu cariño, apoyo, comprensión, y consejos.

A mis Amigos:

A Marta, gracias por enseñarme lo que es ser un amigo.

A todos mis amigos del CCH Oriente, Karina, Lidia, Gabriela, Hans, José y Baltasar.

A todos mis amigos de la Facultad de Química, con los cuales compartí grandiosos momentos, Gonzalo, Israel, Julio, Ismael (Chiquilín), Jahaziel, Tenango, Víctor, Fernando (Lobo), Fermín, Antonio (Durango), Hugo, Arturo (Cowboy), Millería, Columba, Gina y Jessi.

INDICE DE CONTENIDO

LISTA DE ABREVIATURAS	I
INDICE DE DIAGRAMAS	II
CAPITULO I. INTRODUCCIÓN	
1.1 Justificación del Estudio	1
1.2 Objetivos	3
1.3 Técnicas de Análisis Aplicadas	3
CAPITULO II. ANTECEDENTES	
2.1 Seguridad en el Proyecto de la Planta	4
2.2 Técnicas de Identificación de Riesgos	5
2.2.1 Métodos Comparativos de Identificación de Riesgos	7
2.2.2 Métodos Generalizados	8
2.2.3 Índices de Riesgos	13
2.3 Funcionamiento de una Refinería	20
CAPITULO III. TRABAJO DE CAMPO	
3.1 Descripción de la Planta de Isomerización	35
3.1.1 Descripción General del Proceso	35
3.1.2 Sección de Acondicionamiento de la Carga	36
3.1.3 Sección de Reacción	37
3.2 Química del Proceso	41
3.3 Descripción del Flujo de Proceso	47
3.4 Descripción de las Memorias de Cálculo del Índice Dow	60
3.5 Descripción de las Memorias de Cálculo del Índice Mond	83
CAPITULO IV. CONCLUSIONES	
4.1 Sumario del Índice Dow de la Unidad de Isomerización, U-900	109
4.2 Sumario del Índice Mond de la Unidad de Isomerización, U-900	110
4.3 Conclusiones	111
BIBLIOGRAFIA	112
APENDICE	113

**LISTA DE ABREVIATURAS**

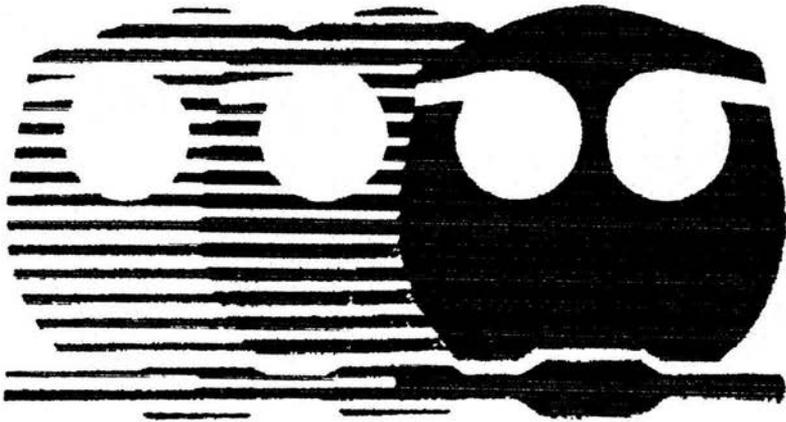
FM	Factor Material
IF&E	Índice de Fuego y Explosión
DBMPP	Daño Base Máximo Probable a la Propiedad
DRMPP	Daño Real Máximo Probable a la Propiedad
LT	Lado Tubos
LC	Lado Coraza
SCD	Sistema de Control Distribuido
N_F	Número de Inflamabilidad
N_H	Factor de Salud del Material
N_R	Número de Reactividad
PEMEX	Petróleos Mexicanos
FMEA	Failure Modes, Effects and Criticaly Analisis
ETA	Event Tree Analisis
FTA	Fault Tree Analisis
HazOp	Hazard and Operability
ASME	American Society of Mechanical Engineers
ASTM	American Society for Testing Materials
API	American Petroleum Institute
NFPA	National Fire Protection Association
MON	Número de Octano en Motor
RON	Número de Octano Investigado



INDICE DE DIAGRAMAS

Diagrama 1.0	Diagrama de Flujo de Proceso.	40
Diagrama 2.0	Diagrama de Tubería e Instrumentación. Sección Tanque de Balance.	53
Diagrama 3.0	Diagrama de Tubería e Instrumentación. Sección de Reacción (A).	58
Diagrama 4.0	Diagrama de Tubería e Instrumentación. Sección de Reacción (B).	59

CAPITULO I



INTRODUCCION



1.1 JUSTIFICACIÓN.

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

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

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

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



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

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

PEMEX Refinación, preocupado por cada uno de los puntos del SIASPA y para dar seguimiento al punto 12 relacionado con los Análisis de Riesgos dentro de sus instalaciones, acordó llevar a cabo un estudio consistente en un Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp), Análisis de Árbol de Fallos (FTA), Análisis de Consecuencias y determinación del Índice Dow de Fuego y Explosión y el Índice Mond de Fuego, Explosión y Toxicidad en la Planta de Isomerización de pentanos y hexanos de la Refinería, en Salina Cruz Oaxaca, (donde está tesis es sólo una parte de dicho estudio), en conjunto con la Facultad de Química de la UNAM, estudio que tiene por objetivo mantener en límites aceptables la seguridad de la planta, lo cual conlleva al beneficio y seguridad del personal que labora en ella y de la comunidad que habita en los alrededores de dicha planta, así como mantener una buena eficiencia en la misma.



1.2 OBJETIVOS:

Los objetivos de esta tesis son los siguientes:

- Fomentar una cultura de seguridad en todo el personal relacionado con la operación y el mantenimiento de las instalaciones que son motivo de éste estudio de riesgos.
- Estudiar el proceso de isomerización como una alternativa para la producción de gasolinas de alto octano.
- Evaluar la peligrosidad y el riesgo de las secciones de carga y reacción de la planta Isomerizadora de pentanos y hexanos.
- Identificar, localizar y evaluar los riesgos potenciales, así como establecer las medidas de protección y control requeridas para reducirlos.

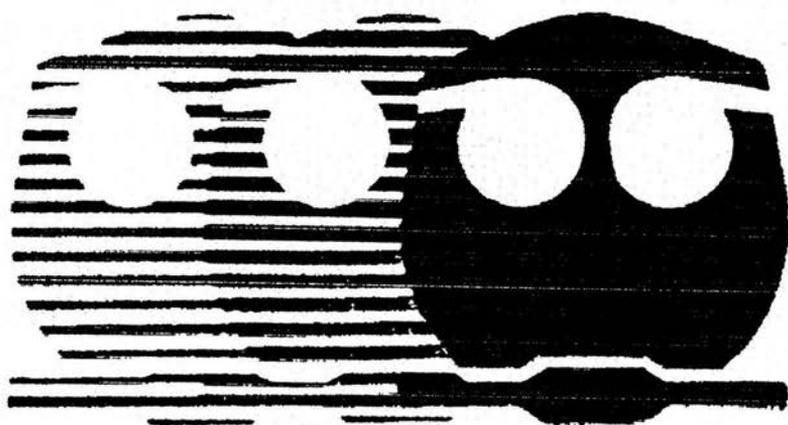
1.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS APLICADAS.

En su mayoría, las técnicas de análisis de riesgos han demostrado ser eficientes, sin embargo difieren en su metodología. Esta diferencia y el tipo de resultados que pueden ser obtenidos en particular de cada una de ellas, sugieren que pueden combinarse para obtener mejores resultados. En el presente trabajo se utilizaron las técnicas de los Índices Dow de Fuego y Explosión y el Índice Mond de Fuego, Explosión y Toxicidad.

Las técnicas de análisis de riesgos tienen procedimientos que se caracterizan por ser consistentes y sistemáticos para plantear los problemas de seguridad; para familiarizarse con los riesgos potenciales y poder deducir las protecciones que necesita el personal y las instalaciones.

Los índices de riesgos son métodos para revisar los dispositivos preventivos y protectores ya instalados. El procedimiento que se realiza del Índice Dow de Fuego y Explosión y el Índice Mond de Fuego, Explosión y Toxicidad toma en cuenta la relación que guardan los factores Protección e Inversión; por las recomendaciones que surgen deben de aplicarse con un criterio ingenieril. Es recomendable que la persona que verifique sea un especialista en protección contra incendio y tenga conocimientos detallados de los aspectos físicos y químicos de la planta.

CAPITULO II



ANTECEDENTES



2.1 SEGURIDAD EN EL PROYECTO DE LA PLANTA

La seguridad debe ser el elemento más importante en el proyecto de una planta de proceso. La masa de acero que se modela hasta darle la forma de una planta, estará operada finalmente por seres humanos cuya salud y bienestar habrá que proteger. (2)

Los riesgos que hay que considerar en el proyecto de cualquier planta de proceso pueden agruparse en forma aproximada en tres categorías principales: incendios y explosiones, higiénicos y mecánicos. La mayoría de los procesos químicos son potencialmente peligrosos, porque en ellos se producen materiales inflamables y explosivos. El tipo de equipo para estas plantas debe dictarlo las características de los materiales a procesar. Es indispensable hacer una investigación cuidadosa de las características de los materiales que se van a manejar en la planta antes de empezar los cálculos de proyecto. (2)

La seguridad de una planta depende parcialmente de la disposición de las diferentes unidades y de la localización del equipo dentro de las unidades. Por esta sola razón hay que considerar aspectos de seguridad desde las primeras etapas del proyecto de la planta. (2)

Las unidades de operación de una planta de proceso deben separarse, no sólo para obtener una operación más eficiente y un mejor mantenimiento, sino por razones de seguridad. Espaciando las unidades de proceso es posible evitar la propagación de los incendios y las explosiones. (2)

La identificación y caracterización de riesgos puede y debe realizarse durante toda la vida de una instalación. Sin embargo cuanto antes comience, mayores son las ventajas que pueden esperarse en cuanto a la eficiencia en la reducción de riesgos y en cuanto al costo de la seguridad instalada. Desde ese punto de vista, la identificación de riesgos en la fase de definición del proceso puede permitir eliminarlos o reducirlos mediante la selección de rutas que posean una mayor seguridad intrínseca dada las condiciones del proceso en sí, por los materiales y reactivos utilizados, por los niveles de inventario requeridos, etc. La identificación de riesgos continúa durante las etapas de diseño y construcción de la planta, en la puesta en marcha, durante la operación de la misma, en la realización de



modificaciones a la planta en las paradas periódicas y finalmente en el desmantelamiento, al término de la vida útil de la instalación. Cada fase puede requerir distinta profundidad de estudio, y en algunos casos simples el análisis formal puede omitirse, pero las consideraciones de seguridad realizadas en análisis anteriores deben estar presentes. (1)

Antes de definir lo que es el análisis de riesgos, es necesario aclarar qué es el concepto de riesgo, pues suele confundirse con peligro o accidente. Un *accidente* es cualquier evento que desvía las condiciones regulares de un sistema, provocando situaciones adversas al sistema, a personas, al medio ambiente o a la propiedad. El término *peligro* es la condición física y/o química inherente que produce efectos adversos (daños) a un sistema, a personas, al medio ambiente o a la propiedad. El término *riesgo* es la manera de expresar, como en términos de probabilidad, la posibilidad de que dichos efectos causen pérdidas a los sistemas, a personas, al medio ambiente o a la propiedad.

2.2 TÉCNICAS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS¹.

La primera etapa en los estudios de análisis de riesgos consiste en la identificación de los mismos. Los métodos existentes para lograr este objetivo difieren, tanto en su carácter cualitativo o cuantitativo como en su grado de sistematización. En todo caso, las técnicas formales de identificación de riesgos se han extendido y popularizado en los últimos años, hasta convertirse en moneda corriente en gran parte de la industria química actual. (1)

La identificación de riesgos es, de hecho, el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo cuya identificación sea omitida no puede ser objeto de estudio. De manera análoga, una vez identificado un riesgo importante es probable que se tomen medidas para reducirlo, incluso si la evaluación cuantitativa posterior es defectuosa. (1)

En cualquier circunstancia, decir que en una instalación determinada puede ocurrir una explosión, o un escape tóxico no es suficiente, sino que se requiere un estudio que indique cuáles son los mecanismos o secuencias de acontecimientos por los que el accidente puede tener lugar, con el fin de obtener oportunidades de actuar sobre los mismos. El primer suceso de la cadena de acontecimientos se conoce como suceso iniciador. Por lo general, entre el suceso iniciador y el accidente se



encuentra una secuencia de hechos que incluye las respuestas del sistema y de los operadores, así como otros sucesos concurrentes. Todos estos factores se conocen como elementos del accidente.

Las consecuencias del accidente variarán dependiendo de la evolución específica de la cadena de sucesos, es decir, de los elementos que dan origen al mismo. Así, un mismo suceso iniciador puede tener distintas consecuencias adversas (o no tenerlas), dependiendo de la combinación de sucesos intermedios de propagación o mitigación. (1)

Las técnicas de identificación de riesgos pueden dividirse en tres rubros como se muestra en la Tabla 2.1. los métodos comparativos se basan en la experiencia de las personas involucradas directamente en el proceso o equipo. Los índices de riesgo, son útiles para señalar en que áreas hay mayor concentración de riesgo y requiere de un análisis posterior más detallado con técnicas más especializadas y sistemáticas. Por último los métodos generalizados, los cuales proporcionan esquemas de razonamiento más sistemático y de mejores resultados, son considerados herramientas de análisis versátiles y de mucha utilidad. (1)

(1) En el presente documento la palabra riesgos, englobará los conceptos de riesgos y peligros, pero cuando se hable de riesgo y peligro singularmente se referirá a cada término por separado, esto es con el fin de no ser repetitivo y confundir más al lector.



MÉTODOS COMPARATIVOS
<ul style="list-style-type: none">• Códigos y Estándares.• Listas de comprobación (Checklists).• Análisis histórico de accidentes.
ÍNDICES DE RIESGO
<ul style="list-style-type: none">• Índice de Dow.• Índice de Mond.
MÉTODOS GENERALIZADOS
<ul style="list-style-type: none">• Análisis de Modos de Fallas y Efectos (FMEA).• Análisis "WHAT IF".• Análisis de Árbol de Eventos (ETA).• Análisis de Árbol de Fallas (FTA).• Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp).• Análisis de Consecuencias.

Tabla 2.1. Métodos de Identificación de Riesgos

2.2.1 MÉTODOS COMPARATIVOS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS.

Los métodos comparativos de identificación de riesgos se utilizan para evaluar la seguridad de una planta y se basan en la experiencia adquirida por el personal responsable de la operación del proceso o en la experiencia de organizaciones externas a la misma. Las empresas han elaborado procedimientos técnicos internos donde establecen como se diseñan, instalan, distribuyen, operan, etc; los equipos de proceso a utilizar. El contenido de los procedimientos cumple con la legislación local y nacional, así como con estándares de las diferentes ramas de la ingeniería. Entre los códigos y estándares que han sido aplicados podemos mencionar los siguientes: ASME, ASTM, API, NFPA, etcétera. (1)

Aparte de los códigos y estándares, otro método comparativo de identificación de riesgos que hace uso de la experiencia adquirida por la empresa, son las Listas de Comprobación (Checklist). Estas listas nos recuerdan y nos permiten comparar el estado de un sistema con una experiencia externa, identificando carencias de seguridad o áreas que requieran un estudio más profundo. (1)



2.2.2. MÉTODOS GENERALIZADOS. (1)

ANÁLISIS "WHAT IF".

El objetivo de un análisis "What If" es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. El análisis "What If" utiliza la pregunta ¿Qué pasa si...?, aplicada a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales.

Las preguntas se realizan sobre áreas concretas (por ejemplo, seguridad eléctrica, protección contra incendios, instrumentación de un equipo determinado, almacenamiento, manejo de materiales, etc.) por un equipo de dos o tres expertos que poseen documentación detallada de la instalación, procedimientos de operación y acceso a personal de la planta para proveerse de información complementaria. Por lo general, de la aplicación de la pregunta ¿Qué pasa si...? Se obtienen sugerencias de sucesos iniciadores y fallas posibles, a partir de los cuales puede producirse una consecuencia peligrosa.

ANÁLISIS DEL ÁRBOL DE EVENTOS (ETA). (1)

Esta técnica parte de un suceso determinado e investiga mecanismos razonables mediante los cuales este puede tener lugar. El análisis de árbol de eventos (Event Tree Analysis) evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un suceso determinado.

El ETA hace énfasis en un suceso inicial que supone que ha ocurrido, y se construye un árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final o bien se anula la secuencia de circunstancias evitando el efecto final.

El análisis de árbol de eventos es especialmente adecuado para estudiar las posibles secuencias de evolución de los acontecimientos tras un accidente. Esto permite analizar los escenarios posibles y establecer entre ellos una jerarquía en cuanto a su gravedad y verosimilitud, seleccionar situaciones de emergencia para su evaluación cuantitativa y preparar respuestas a las mismas.



El análisis de árbol de eventos se desarrolla de acuerdo con el siguiente esquema:

- I. Identificación de sucesos iniciadores relevantes.
- II. Identificación de las funciones de seguridad diseñadas para responder al suceso iniciador.
- III. Construcción del árbol de sucesos.
- IV. Descripción de las cadenas de acontecimientos resultantes.

En el contexto del análisis que aquí se propone, el suceso iniciador puede ser cualquier desviación importante, provocada por un fallo de equipo o por un error humano. Este suceso inicial puede tener consecuencias muy diferentes dependiendo de las protecciones del sistema, de la reacción de los operadores del mismo y de las circunstancias concomitantes. Para que la aplicación del análisis de árbol de sucesos tenga sentido, el suceso iniciador no debe estar demasiado cerca de los efectos finales.

Para aplicar el análisis de árbol de sucesos hay que seleccionar una desviación que no implique directamente el accidente final. Por ejemplo, el sistema de refrigeración resulta insuficiente, o la dosificación de la alimentación al reactor es incorrecta, y a partir de aquí analizar la respuesta del sistema.

El suceso iniciador puede, por tanto, dar origen a distintas secuencias de acontecimientos. Así, en el caso antes mencionado de que la dosificación de la alimentación sea incorrecta, sólo en algunos casos (aumento en la rapidez de reacción de una reacción exotérmica, con pérdida de control de la misma; mezcla reaccionante dentro de los límites de explosión, etc.) se originan circunstancias peligrosas. En otros el sistema será capaz de autorregularse o simplemente la desviación no dará origen a un aumento del riesgo, aunque suponga una pérdida de eficacia en la operación. Por otro lado, cualquier equipo industrial debe estar diseñado con elementos de seguridad capaces de hacer frente a la mayor parte de las desviaciones comunes. Es decir, aun en el caso de que la desviación origine un aumento importante en el riesgo de la operación, el sistema debe tener elementos de control capaces de corregir la desviación antes de que se produzcan consecuencias catastróficas.



Una vez realizadas las dos primeras etapas (identificación de sucesos iniciadores y de las funciones de seguridad), se está en condiciones de construir el árbol de sucesos hasta los efectos finales. La estimación de la magnitud de éstos requiere, por lo general, el uso de modelos cuantitativos de análisis de consecuencias, capaces de estimar los efectos finales para un escenario determinado.

ANÁLISIS DEL ÁRBOL DE FALLAS (FTA). (1)

Los comienzos de la utilización en la industria química del análisis de árbol de fallas (Fault Tree Analysis) se remonta a la década de los sesenta, tras el desarrollo de la técnica por parte de los laboratorios Bell.

El análisis del árbol de fallas supone que un suceso no deseado (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido, y busca las causas del mismo, así como la cadena de sucesos que puede hacer que tenga lugar. Como en casos anteriores, no necesariamente todas las posibles causas y cadenas de evolución son identificadas, por lo que es recomendable combinar el análisis FTA con otras técnicas que aumenten la fiabilidad de la identificación, ya que aquí sigue siendo válido el principio general de que los riesgos sin identificar son riesgos incontrolados.

El análisis del árbol de fallas es, por lo tanto, un proceso deductivo que permite determinar cómo puede tener lugar un suceso particular. Como método de análisis de riesgos es de los más estructurados, y puede aplicarse a un solo sistema o a sistemas interconectados.

En relación con otras técnicas el análisis FTA posee la ventaja adicional de servir no sólo para una identificación de peligros, sino para una cuantificación de los riesgos involucrados. El análisis de árbol de fallas descompone un accidente en sus elementos contribuyentes, ya sean éstos fallas humanas o de equipos de la planta, sucesos externos, etcétera. El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el suceso culminante que ocupa la cúspide del árbol.



ANÁLISIS DE LAS MODALIDADES DE FALLA Y SUS EFECTOS (FMEA). (1)

El análisis FMEA (Failure Modes and Effects Analysis) consiste en un examen de componentes individuales con el objetivo de evaluar el efecto que una falla de los mismos puede tener en el comportamiento del sistema. Es un análisis sistemático, a menudo de duración considerable, que se realiza poniendo habitualmente el énfasis en fallas de funcionamiento de componentes.

En el contexto de este análisis, una modalidad de falla es un síntoma, una condición o un modo de operación asociado a la falla de un componente. El modo de falla puede identificarse con una pérdida de función del componente (deja de funcionar), función prematura (actúa prematuramente, antes de que se produzca la demanda), función fuera de tolerancia o falla o característica física indeseada. En el análisis FMEA todos los modos conocidos de falla de los componentes se considera por turnos, y las consecuencias de la falla son analizadas y registradas.

El análisis FMEA se lleva a cabo en equipo y requiere una documentación considerable que incluye los diagramas de proceso e instrumentación, los diagramas eléctricos, procedimientos de operación, diagrama de lógica instrumental, información sobre controles e interdependencias, etcétera.

Los distintos pasos del desarrollo del análisis de modalidades de falla y sus efectos comienzan con la definición del sistema y el grado de detalle del estudio. La definición de una agrupación de componentes al nivel de descripción de un diagrama casi nunca puede considerarse completa de cara al análisis FMEA, ya que por lo general depende de fuentes externas de energía, agua, etc., así como de información del sistema de control. Por tanto, la primera misión del equipo de análisis es la de encontrar y definir las fronteras funcionales del estudio. En cuanto al grado de detalle, pueden considerarse distintos niveles. Si se realiza un estudio a nivel de planta, el análisis de modalidades de falla y sus efectos debe enfocarse sobre los sistemas individuales (como el sistema de alimentación, de mezcla, de reacción, de separación, sistemas de soporte, etc.), y los efectos de sus posibles modos de falla sobre la operación a nivel de planta. Si se realiza un análisis a nivel de sistemas o subsistemas, el análisis FMEA se lleva a cabo sobre los equipos individuales (bomba de alimentación, bomba del circuito de refrigeración del reactor de oxidación, válvula de control del circuito de refrigeración, etc.). En ocasiones, si el equipo tiene la suficiente experiencia y así se requiere, puede abordarse el



estudio FMEA a nivel de subcomponentes, aunque lo normal es un análisis de modalidades de falla y sus efectos típico de la industria química es que las fallas y sus efectos de los subcomponentes se incluya en los fallas de los componentes a medida que éstos son analizados.

La siguiente etapa consiste en definir un formato adecuado para el estudio. La finalidad es conseguir una mayor coherencia en el análisis, y el modo de lograrlo es disponer de un formulario estandarizado.

El análisis FMEA es, por tanto, una herramienta complementaria de las que ya se han descrito para la identificación y análisis de riesgos.

ANÁLISIS DE PELIGROS Y OPERABILIDAD (HAZOP). (1)

Un estudio de HAZOP (Hazard and Operability) sirve para identificar problemas de seguridad en una planta y también es útil para mejorar la operabilidad de la misma. La suposición implícita de los estudios HAZOP es que los peligros o los problemas de operabilidad aparecen sólo como consecuencia de desviaciones sobre las condiciones de operación que se consideran normales en un sistema dado y en una etapa determinada (arranque, operación en régimen estacionario, operación en régimen no estacionario, parada.). De esta manera, tanto si el análisis HAZOP se aplica en la etapa de diseño como si se realiza sobre una instalación ya construida, la sistemática consiste en evaluar, línea a línea y recipiente a recipiente, las consecuencias de posibles desviaciones en todas las unidades de un proceso continuo, o en todas las operaciones de un proceso discontinuo.

El análisis tiene carácter sistemático, es decir, se realiza un examen basado en la aplicación sucesiva de una serie de palabras guía, que tienen por objeto proporcionar una estructura de razonamiento, capaz de facilitar la identificación de desviaciones. Cada vez que una desviación razonable es identificada, se analizan las causas, consecuencias y posibles acciones correctivas, llevándose un registro ordenado de todo ello. Aunque evidentemente no existe garantía de que todas las desviaciones posibles queden identificadas, supone una mejora muy considerable con respecto a las otras técnicas.

El análisis HAZOP se realiza por un equipo, que debe estar formado por personas de distinta procedencia, desde dentro y, a menudo, desde fuera de la



empresa o de la planta. El método se basa en el principio de que personas con distinta experiencia y formación pueden interaccionar mejor e identificar más problemas cuando trabajan juntos que cuando lo hacen por separado y combinan después sus resultados. La conjunción de los distintos enfoques al problema es lo que hace del análisis HAZOP una herramienta que estimula la generación de ideas.

2.2.3. ÍNDICES DE RIESGO. (1)

Los índices de riesgo, como el índice Dow o el índice Mond, nos proporcionan un método directo y sencillo para estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso y jerarquizan las áreas conforme a su nivel de riesgo. Proporcionan un valor numérico, que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. Con base a este nivel, se toma la decisión de hacer un análisis más profundo aplicando técnicas más específicas. Los índices de riesgo son de gran utilidad, porque proporcionan una estimación rápida y confiable del orden de magnitud del riesgo del área específica.

ÍNDICE DOW, DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN. (1)

El método se aplica a una serie de etapas, que comienza con la selección de las unidades de proceso pertinentes. A los efectos de aplicación del índice, suele definirse una unidad de proceso como cualquier equipo primario, como puede ser un compresor, una bomba, un tanque de almacenamiento, un cambiador de calor, un reactor o una columna de destilación. En otros casos se pueden considerar unidades de proceso las agrupaciones reducidas de elementos primarios, siempre que tengan una clara unidad funcional y estén situadas dentro de un espacio físico restringido.

Las unidades de proceso pertinentes para la aplicación del método son aquellas que pueden tener un impacto relevante desde el punto de vista de la seguridad de la planta (por los materiales que procesan, por la cantidad de materias peligrosas, por las condiciones de proceso como presión y temperatura o por cualquier otro motivo, incluyendo la historia de problemas e incidentes en la unidad).

El siguiente paso es la determinación del factor material (FM). El factor material es un número, comprendido entre 1 y 40, que se asigna a la sustancia que se procesa en la unidad, de acuerdo con el potencial intrínseco de ésta para liberar energía en un incendio o en una explosión, es decir, el calor de combustión o ΔH_{comb} .



La siguiente etapa consiste en la determinación de los factores de riesgo concurrentes. Éstos pueden ser de dos tipos: riesgos generales, como la presencia de reacciones exotérmicas o la realización de operaciones de carga y descarga; y riesgos especiales del proceso, como la operación cerca del intervalo de inflamabilidad o a presiones distintas de la atmosférica.

Esto permite definir los factores de riesgos generales F_1 y de riesgos especiales F_2 del proceso como sigue:

$$F_1 = 1 + \sum (\text{penalización por cada uno de los riesgos generales})$$

$$F_2 = 1 + \sum (\text{penalización por cada uno de los riesgos especiales})$$

Una vez calculados los factores F_1 y F_2 se está en condiciones de obtener el factor de riesgo de la unidad, F_3 , como producto de los anteriores. Se usa el producto de F_1 y F_2 en lugar de la suma, debido a la naturaleza interactiva de los riesgos.

El factor de riesgo de la unidad F_3 , que normalmente está comprendido entre 1 y 8, se utiliza para hallar el valor del Índice de Incendio y Explosión, que se calcula como el producto del factor de riesgo de la unidad y el factor material ($F_3 * MF$).

La utilidad principal del valor del Índice Dow de Incendio y Explosión calculado consiste en establecer una jerarquización de riesgo para las distintas unidades de proceso. Es, por tanto, una medida relativa que indica en qué instalaciones deben concentrarse los esfuerzos por reducir riesgos. (1)

Los objetivos del índice Dow son los siguientes:

- Cuantificar el daño potencial esperado de fuego, explosión y reactividad en términos realistas.
- Identificar el equipo que probablemente contribuya a la creación o escalación de un accidente.
- Clasificar a las unidades de proceso de acuerdo a su índice de fuego y explosión.

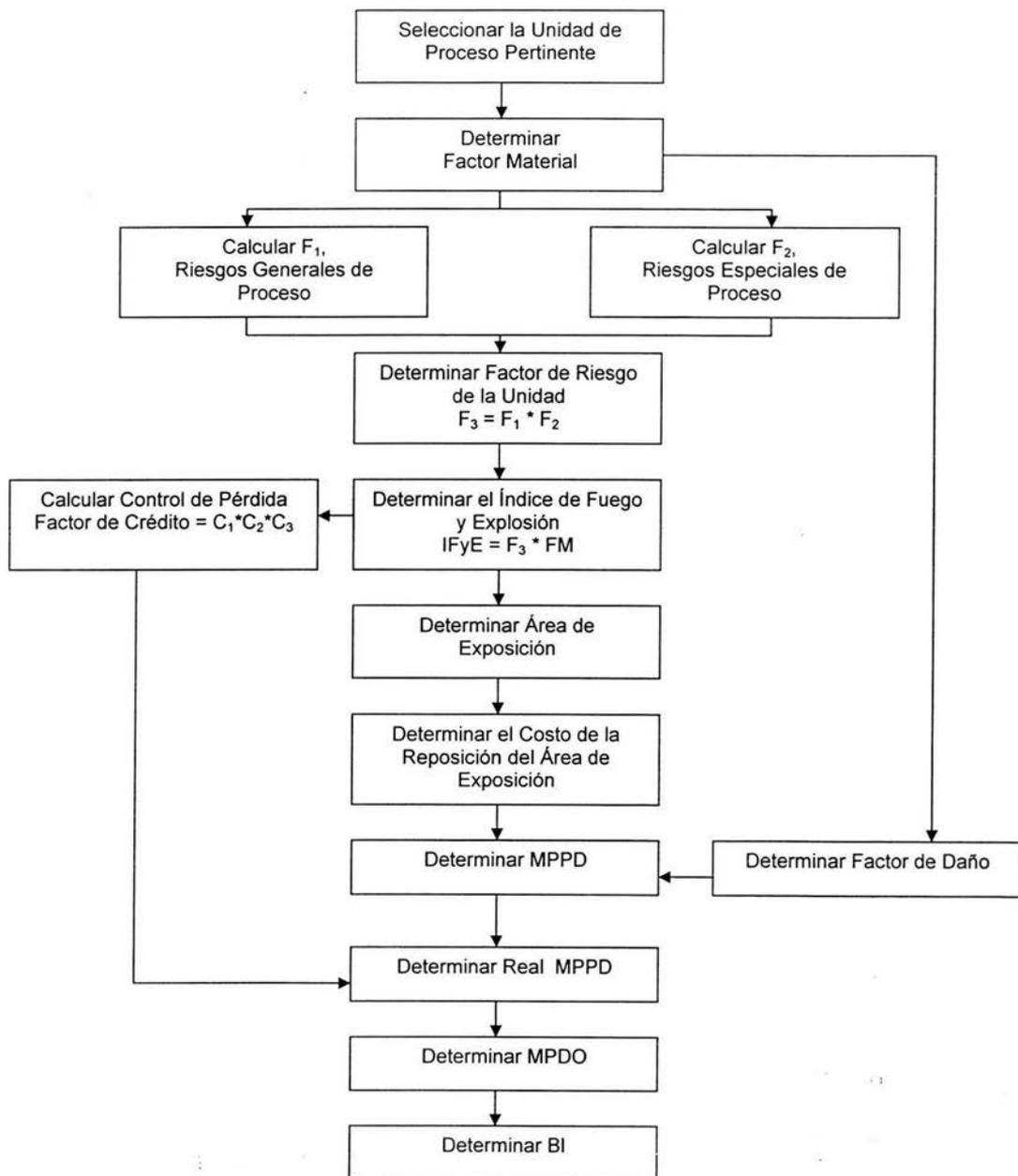


Figura 3. Algoritmo para calcular el Índice de Fuego y Explosión.



ÍNDICE MOND DE FUEGO, EXPLOSIÓN Y TOXICIDAD. (1)

En la práctica, el desarrollo de un estudio de riesgo por el método del Índice Mond, lo realiza un grupo pequeño de personas con alta calificación técnica que, idealmente, debe incluir personal familiarizado con la planta, el proceso y, por lo menos un miembro que tenga experiencia en la aplicación del método. En algunos casos, particularmente durante las etapas iniciales de diseño de las plantas; es conveniente contar con el ingeniero de proceso y otros elementos del grupo de proyecto.

El resultado del estudio se presenta en un formato normalizado, que se puede emplear de inmediato por el grupo de trabajo, quienes pueden proporcionar, también, información valiosa para otras personas involucradas con la seguridad, incluyendo a la Gerencia, inspectores de Higiene, Seguridad y Ecología, miembros de la brigada Contra Incendio, personal de operación y mantenimiento, compañías de seguros, etcétera.

Como se señaló anteriormente, entre los usos importantes del Índice Mond se encuentra la evaluación de Diagramas de Distribución (Lay-Out) de plantas nuevas o en expansión, examen inicial de plantas con procesos nuevos con alto riesgo como ayuda al desarrollo de plantas seguras y eficientes. Su empleo en las etapas iniciales de un proyecto puede ayudar a identificar los elementos que requieren de un estudio más detallado.

El empleo del Índice Mond puede conducir a ahorros considerables al promover diseños más sencillos, a la inversión racional en equipos y sistemas de seguridad y optimizar los beneficios. Debe tenerse presente, sin embargo, las características del índice Mond al preparar las recomendaciones, que tendrán que desarrollarse en base a los Códigos y Normas aplicables al proyecto que se estudia y a buenas prácticas de ingeniería.

A. División de la Planta en Unidades.

Se define como Unidad a una parte de la planta que se puede caracterizar rápida y lógicamente como una parte física separada. Además, la Unidad puede diferir en la naturaleza de la operación que desempeña, los materiales que maneja ó las condiciones de operación.

Con el análisis de cada una de las Unidades, es posible obtener una panorámica completa de las características de riesgo de la planta. Si no se hubiera



realizado la división, la planta completa se evaluará en base a la Sección más Peligrosa de toda la instalación. La división en varias unidades permite la evaluación de los riesgos de cada una por separado y presentar las recomendaciones particulares y además proporciona la posibilidad de segregar las unidades con alto potencial de riesgo.

B. Selección del Material Clave.

El material clave es aquel que por sus características físicas, químicas, termodinámicas y por su cantidad, representa el potencial más grande en la emisión de energía ya sea por explosión, combustión ó reacción exotérmica de cualquier tipo, dentro de la unidad en estudio.

Como se dijo anteriormente, el material clave debe aparecer, dentro de la unidad en cantidad suficiente para que represente un riesgo real. No es necesariamente el material con las características de mayor potencial de fuego ó explosión.

C. Desarrollo de Método.

El método del Índice Mond, se desarrolla en dos fases. La Primera Fase considera a la Unidad en su forma básica con el mínimo de instrumentación necesario para su operación normal; con esto se obtiene la evaluación de los casos posibles. Para comenzar esta etapa, se identifica el Material Base, que representa una medida de la energía contenidas por unidad de peso y proporciona una base numérica para el cálculo de los índices. Sin embargo, este material Base (B), se puede modificar por medio de una serie de consideraciones como:

- 1) Propiedades especiales del material que aumenten su potencial de riesgo.
- 2) Efectos por el tipo de proceso.
- 3) Efectos de las condiciones de proceso.
- 4) Cantidad (es) Procesada (s) ó Manejada (s).
- 5) Características relevantes de la distribución de la planta (Lay-Out).
- 6) Toxicidad del material base (ó algún material alternativo).

En cada una de las secciones se desarrollan los aspectos individuales necesarios para definir los Factores de Calificación en la práctica, solamente será necesario emplear algunas de las secciones para alguna unidad particular, dejando



en blanco el resto. Se recomienda usar el manual únicamente como guía para asignar los factores, los cuales se podrían modificar y/o ampliar, de acuerdo con la experiencia del analista.

La Segunda Etapa consiste en una revisión de los factores que contribuyen a los valores de los índices calculados. Esto proporciona la oportunidad para reconsiderar los factores de calificación asignados en el paso anterior, buscar información más precisa de los materiales en proceso, materiales de construcción, instrumentación ó las condiciones de la planta. Hay ocasiones en que el nivel de riesgo, evaluado en la primera etapa, se considera adecuado, ó bien que los materiales y condiciones de la planta son buenos, y hacen innecesarios la revisión.

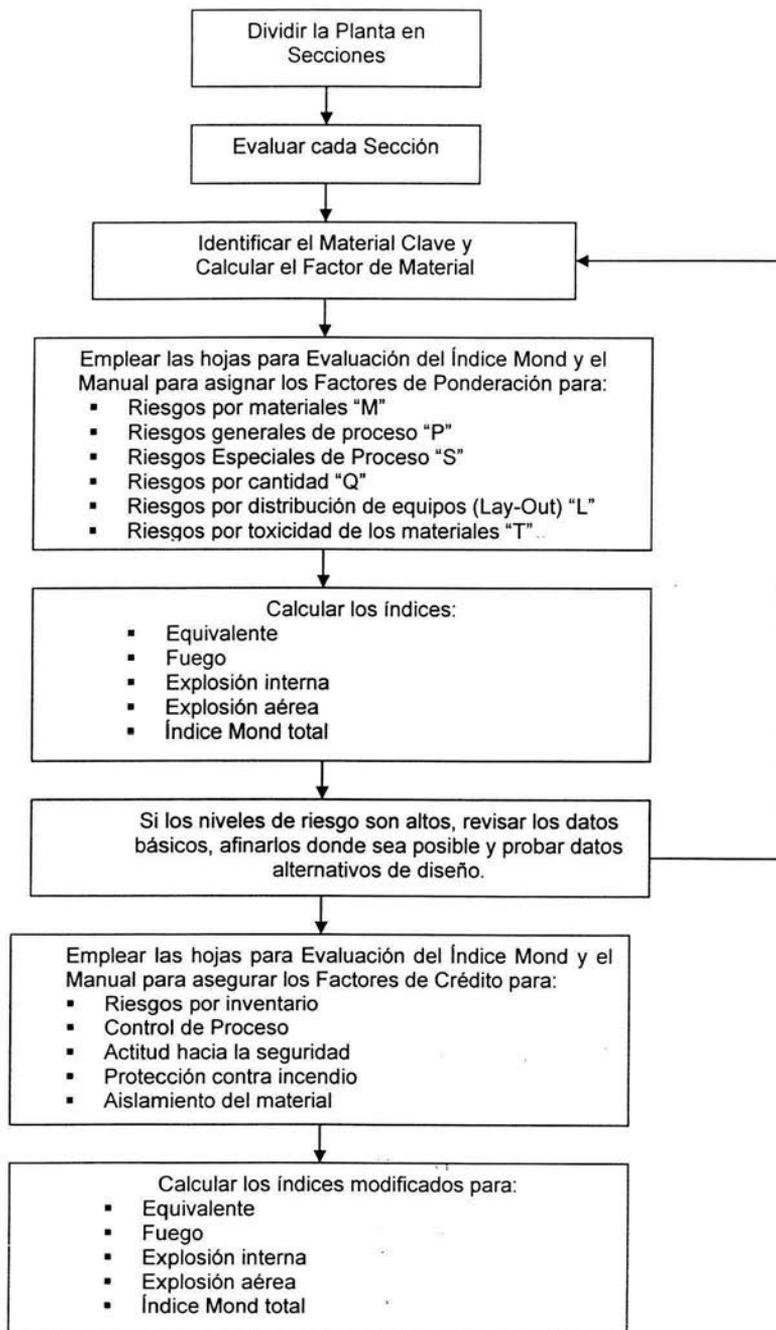


Figura 4. Algoritmo para calcular el Índice Mond.



2.3 FUNCIONAMIENTO DE UNA REFINERIA. (6)

Proveniente del latín *petroleum*, la palabra petróleo significa aceite de piedra. Es un compuesto de hidrocarburos, básicamente una combinación de carbono e hidrógeno. El petróleo corresponde a un grupo de sustancias bituminosas muy abundantes en la naturaleza, que se encuentra en variadas formas y reciben diversas denominaciones como petróleo, asfalto, o bien se halla mezclado con materias minerales, como ocurre en las pizarras bituminosas.

Al analizar el petróleo de procedencias diversas, de manera general puede decirse que lo forman los siguientes elementos químicos: carbono, de 76 a 86%, e hidrógeno, de 10 a 14 por ciento.

A veces contiene algunas impurezas mezcladas como oxígeno, azufre y nitrógeno. También se han encontrado huellas de compuestos de hierro, níquel vanadio y otros metales.

TEORIAS DE LA FORMACION DEL PETROLEO.

Existen varias teorías sobre los orígenes de formación del petróleo que pueden ser clasificadas en dos grandes rubros: la de formación inorgánica y la de formación orgánica.

La primera explica la formación del petróleo como resultado de reacciones geoquímicas entre el agua y el bióxido de carbono, además de otras sustancias inorgánicas como carburos y carbonatos de metales.

Esta teoría fue de gran aceptación durante muchos años, pero a medida que se perfeccionaron, las técnicas del análisis geológico y se acumuló información al respecto, se ha dado paso a teorías de información orgánica que determinan que el petróleo es producto de la descomposición de organismos vegetales y animales que existieron en ciertos periodos del tiempo geológico y que fueron sometidos a enormes presiones y elevadas temperaturas.

Algunos científicos establecen que si bien los organismos animales y vegetales del fondo marino han contribuido a la formación del petróleo, ha sido el plancton el material petrolígeno por excelencia. Al morir, los microorganismos planctónicos caen al fondo y son enterrados en los sedimentos, empezando su transformación descomponiéndose en dióxido de carbono y agua. Como resultado de esta transformación, verificada por bacterias anaerobias, que se ha originado un



fango negrozco llamado sapropel, considerado como la sustancia madre del petróleo.

En el paso del sapropel a petróleo han intervenido procesos bioquímicos e inorgánicos. El proceso es complejo. Primero se generan ácidos grasos, que por reacciones de condensación, y deshidratación, pasan a hidrocarburos. En estas reacciones desempeñan un papel importante las arcillas, cuyo poder de absorción pone en contacto moléculas extrañas, efectuando así una función de catálisis.

Hasta hace pocos años se creía que todo el petróleo se había formado en rocas anteriores al plioceno, pero se han extraído hidrocarburos parafínicos, naftalénicos y bencénicos de sedimentos marinos recientes cuya edad data de unos diez mil años.

Los principales factores que han contribuido a tener una mayor aceptación de las teorías orgánicas de formación del petróleo es el hecho de que a partir de estudios realizados en el laboratorio de rocas petrolíferas de campos productores, se ha encontrado en ellas ciertas propiedades óptimas que sólo se localizan en sustancias orgánicas, y de que el contenido de nitrógeno y de otras sustancias en el petróleo proceden de materiales orgánicos.

Por otra parte, la escasez de depósitos de origen ígneo en muchos de los campos aceítíferos, ha sido para la mayoría de los geólogos una razón convincente de que el petróleo no tiene origen inorgánico.

Hubo una hipótesis que suponía al carbón mineral como origen de los hidrocarburos, pero en contra de ella se comprobó la predominante frecuencia con que se presentan los yacimientos petrolíferos en áreas que carecen de esta sustancia mineral.

También puede confirmar el origen orgánico del petróleo la evidencia de que la mayor parte de los yacimientos del mundo se localizan en lugares que fueron lagos y mares hace millones de años.



CARACTERÍSTICAS.

El petróleo se encuentra en el subsuelo, impregnado de formaciones de tipo arenoso y calcáreo. Asume los tres estados físicos de la materia: sólido, líquido y gaseoso, según su composición, temperatura y presión a que se encuentra.

Su color varía entre el ámbar y el negro; su densidad es menor que la del agua. En estado gaseoso es incoloro, inodoro e insípido.

Por lo que, como medida de seguridad, se le mezcla un compuesto de azufre (mercaptano) para descubrir su presencia y evitar intoxicaciones. Puede hallarse sólo o mezclado con el petróleo líquido dentro de un mismo yacimiento. En el subsuelo se encuentra por lo general encima de una capa de agua, hallándose en la parte superior una de gas.

La composición de los diferentes petróleos crudos, depende de su naturaleza química, número de componentes y porción en que se encuentren. La variación tan grande de estos factores denomina el carácter predominante de los diferentes tipos de petróleo crudo. Así tenemos que hay petróleos crudos donde predominan los hidrocarburos parafinados; otros son caracterizados por su elevado porcentaje de hidrocarburos cíclicos y pueden ser naftenicos y aromáticos. Existen petróleos crudos con alto contenido de asfaltos; hay campos petrolíferos que producen petróleo crudo con alto contenido de azufre, como México.

La porción predominante de los caracteres mencionados como los diferentes factores de la composición química unidos a la zona petrolífera y formación geológica, hacen que exista un número considerable de petróleos crudos.

De aquí la importancia de conocer la materia prima, para poder diseñar cada equipo y las instalaciones adecuadas para el procesamiento del petróleo crudo.

Los productos del petróleo, serán más diversos mientras mayor sea el grado de conocimiento sobre el petróleo crudo.

Estos se encuentran en yacimientos, y se obtienen industrialmente perforando terrenos en los que existen acumuladores de petróleo crudo y gas.

El petróleo crudo después de extraído es enviado a tanques separadores, por diferencia de densidades se separa el agua (o a través de los agentes desmulsificantes), posteriormente es enviado a través de oleoductos a los centros de refinación para su posterior procesamiento.



REFINACIÓN.

Es el conjunto de una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo, la materia prima, para obtener de él, por destilación, los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos con propiedades físicas y químicas bien definidas.

Después de la separación se aplican a los derivados así obtenidos diversos procesos de conversión para obtener de ellos productos más valiosos y éstos se someten finalmente a tratamientos con ácidos, álcalis, disolventes extractivos, catalíticos con hidrógeno y reactivos químicos en general, a fin de eliminar las impurezas que los hacen impropios para su empleo comercial.

El aceite crudo, de muy diversa constitución según el origen (de base asfáltica, nafténica o mezclada), tiene rendimientos variables en el proceso de destilación y de fraccionamiento, a determinadas condiciones de presión y temperatura. Estos rendimientos generalmente no concuerdan con el patrón de consumo, el cual en algunos casos, según el país de que se trate, presenta diversos requerimientos de productos ligeros, de peso molecular que no están en el aceite crudo, o por el contrario, productos residuales con alto peso molecular.

Por lo tanto, es necesario ajustar los rendimientos y características de las fracciones o cortes que constituyen los diferentes combustibles, al mencionado patrón de consumo. Este ajuste se hace sometiendo las fracciones a los diversos procesos de conversión, con objeto de obtener los productos que el mercado requiere. Tales procesos de conversión se aplican a las diferentes familias de hidrocarburos, para obtener, mediante arreglos moleculares, productos más ligeros o de mayor número de octano, o de menor viscosidad.

PROCESOS DE DESTILACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO.

El petróleo crudo está formado por varios hidrocarburos que comprenden desde el gas licuado hasta el asfalto. Su separación en columnas de destilación se realiza por las diferencias de volatilidad que tienen unos y otros. El procedimiento utilizado consiste en calentar el petróleo crudo a una temperatura en que los componentes más ligeros se evaporan, para ser enseguida condensados. Esta condensación se efectúa a diferentes temperaturas.

De esta manera se obtienen distintos condensados, cuyas propiedades corresponden a las de gas licuado, gasolina, kerosinas o combustible diesel.



Procesos de purificación.

Estos procesos eliminan de los productos obtenidos por destilación o por desintegración, algunos compuestos que les causan propiedades inconvenientes. Los principales contaminantes en estos procesos son los compuestos derivados del azufre. Los inconvenientes que presentarían los derivados del petróleo sin estos tratamientos, serían mal olor y contaminación de la atmósfera al ser quemados.

Procesos de desintegración.

El residuo de la destilación del petróleo crudo se somete a una destilación al alto vacío para separar componentes menos volátiles, que de acuerdo con las propiedades del petróleo crudo que se trate, serán destinados a lubricantes o a ser desintegrados catalíticamente. El residuo de la destilación al vacío es asfalto, o bien, carga para la planta de coque o para la hidrodeshidrogenadora de residuales y la subsecuente obtención de destilados.

Los destilados al vacío que se destinan a lubricantes se someten a procesos adicionales: extracción con furfural y desparafinación con metil-etil-cetona. Al final se obtiene de ellos lubricantes básicos, que con diferentes aditivos, forman los lubricantes y las parafinas que existen en el mercado.

Los destilados al vacío que por sus características no se dedican a lubricantes, se desintegran catalíticamente para convertirse en productos comerciales; gas licuado, combustible diesel y gasolina de alto octano.

De todo lo que se ha descrito en este capítulo, se ve claramente cómo casi todo el total de cada barril de petróleo que se procesa en la refinerías se destina a la fabricación de combustibles. La cantidad de gasolina virgen obtenida depende del tipo del petróleo crudo (pesado o ligero), ya que en cada caso el porcentaje de esta fracción es variable. La gasolina es el combustible que tiene mayor demanda; por tanto, la cantidad de gasolina natural que se obtiene en cada barril siempre es insuficiente, aun cuando se destilen crudos ligeros, que llegan a tener hasta 30% de este producto. Además, las características de esta gasolina no llenan las especificaciones de octanaje necesarias para los motores de los automóviles.

Para resolver estos problemas los científicos han desarrollado una serie de procesos para producir más y mejores gasolinas a partir de otras fracciones del petróleo. Pero para poder comprender lo anterior es necesario describir antes que significa el índice de octano en una gasolina, tema que se aborda a continuación.



Hace 50 años se llegó a descubrir que, todos los compuestos que forman la gasolina, el heptano normal (un hidrocarburo con siete átomos de carbono formando una cadena lineal) es el que provoca la peor detonación. Por lo tanto se le asignó un valor de cero en la escala correspondiente. El compuesto que detonaba menos era de ocho átomos de carbono, formando una cadena ramificada llamada iso octano. Se le dio un valor de 100, y así nacieron los índices de octano u octanajes de la gasolina. (III)

El octanaje de la gasolina es la medida de su calidad antidetonante, es decir, su habilidad para quemarse sin causar detonación en los motores de los automóviles.

Existen tres métodos para medir esta propiedad: Número de Octano en Motor (MON), Número de Octano Investigado (RON) y Número de Octano en Marcha.

El MON es tomado normalmente como una indicación de la habilidad del combustible para prevenir la detonación en motores de altas velocidades, mientras que el RON mide la detonación a bajas velocidades. Diferentes números de octanaje son obtenidos por éstas pruebas y la diferencia entre los números de octanaje obtenidos por los métodos MON y el RON es lo que se le llama "sensitividad". Sin embargo, Número de Octano en Marcha es el que muestra realmente como se comporta el combustible en el motor de un automóvil, en cuanto a sus características de detonación. (III)



FABRICACIÓN DE LA GASOLINA.

A principios del siglo, la obtención de gasolina de calidad era cuestión de suerte. La naturaleza proporcionaba los ingredientes, casi siempre parafinas (hidrocarburos lineales y cíclicos), pero diluidos con otros componentes en el petróleo crudo; en la actualidad la gasolina es un producto sintético. Las principales razones son:

1. Los crudos tienen un máximo de 25 a 30% de gasolina natural con índices de octano de 40 a 60, los cuales son demasiado bajos para usarse en los motores modernos de combustión interna.
2. La cantidad de gasolina primaria o natural contenida en los crudos es insuficiente para satisfacer la gran demanda provocada por los cientos de millones de vehículos que circulan diariamente por las carreteras y calles del mundo entero. (III)

Las dos razones aquí mencionadas crearon el reto para los científicos: cómo remodelar las moléculas para producir más y mejores gasolinas. Sin embargo, a medida que se hacían mejores gasolinas simultáneamente los diseñadores de automóviles aumentaban la compresión de los motores elevando así su potencia; se necesitó entonces un índice de octano mayor. (III)

Para lograr esto las refinerías utilizan dos tipos de procesos: los procesos de desintegración térmica y los de desintegración catalítica. (III)

En los procesos térmicos para la obtención de gasolinas se incluye el craqueo térmico, la coquización y la pirolisis. En este grupo se incluyen procesos que se basan en la capacidad de los compuestos orgánicos del petróleo, de descomponerse, de modificarse químicamente y de entrar en diferentes reacciones secundarias entre ellos, bajo la influencia de altas temperaturas. (II)

La composición y características de las gasolinas obtenidas en estos procesos se describen a continuación

Craqueo Térmico.

Las gasolinas de craqueo térmico se diferencian de las de destilación directa por su composición en hidrocarburos. Si bien las gasolinas de destilación directa contienen, principalmente, alcanos y cicloalcanos, la gasolina de craqueo incluye muchos hidrocarburos no saturados y aromáticos. El índice de octano de las gasolinas de craqueo constituye de 68 a 70 puntos por el método del motor. (III)



Las gasolinas de craqueo causan baja estabilidad química. Los alquenos y alcadienos contenidos en ellas, se condensan, polimerizan, oxidan y forman resinas. La presencia de resinas y de polímeros en estas gasolinas explica su elevada propensión a la formación de costra en los motores. La formación de resinas puede ser retardada mediante la introducción de inhibidores de oxidación.

Coquización.

La gasolina producida en este proceso contiene una gran cantidad de hidrocarburos no saturados de azufre, lo que dificulta su incorporación en las gasolinas comerciales. Para mejorar la calidad de estas gasolinas se requiere del proceso de hidrogenación profunda, con la subsiguiente etapa de reformación catalítica. (III)

La gasolina de coquización es de baja calidad (el índice de octano es de 60 a 67 método del motor) y el contenido de azufre es 1 a 2%.

Pirolisis.

Durante la pirolisis se forman productos líquidos desde C_5 y más altos. La finalidad principal de este proceso es la obtención de alquenos inferiores. La operación se realiza de 700 a 1000°C a una presión próxima a la atmosférica.

Los procesos de desintegración catalítica también usan temperaturas altas y presión para romper las moléculas, pero son menores que en el caso anterior, gracias a ciertos compuestos químicos llamados catalizadores.

Los catalizadores no sólo permiten que el proceso trabaje a temperaturas y presiones inferiores sino que también aumentan la velocidad de la reacción. Además actúan como "directores" haciendo que las moléculas se rompan de cierta manera; los pedazos se unen y forman preferentemente un determinado tipo de hidrocarburos. Así por ejemplo, una molécula con 16 átomos de carbono como es el hexadecano ($C_{16}H_{34}$), pueden romperse para formar un par de moléculas con 8 átomos de carbono cada una C_8H_{18} + C_8H_{16} o sea octano más octeno. El octeno es un hidrocarburo olefínico, es decir, que tiene dos átomos de hidrógeno menos que el octano, que es un hidrocarburo parafínico. Los procesos de desintegración catalítica para obtener preferentemente las gasolinas de alto octano usan como carga los gasóleos, o sea la fracción que contienen de 14 a 20 átomos de carbono en sus moléculas. Las gasolinas obtenidas por desintegración catalítica y en particular las fracciones ligeras, contienen hidrocarburos altamente ramificados,



tanto parafínicos como olefinicos. Estas ramificaciones en las moléculas contenidas en la fracción de la gasolina le imparten un alto índice de octano.

Además de la gasolina también se produce bastante gas, como el isobutano (cuatro átomos de carbono ramificados), y una elevada cantidad de etileno, propileno y butenos. Otros combustibles que se forman son el diesel, kerosina y otros productos más pesados. Las olefinas gaseosas antes mencionadas forman la materia prima para hacer más gasolina. Como tienen dos, tres y cuatro átomos de carbono, esta claro que para obtener productos de cinco a nueve carbonos será necesario unir las moléculas. En las refinerías existen dos tipos de procesos para llevar a cabo este tipo de reacciones. Uno es la polimerización; este proceso también usa catalizadores para la obtención de gasolina. Al combustible que resulta se le llama gasolina polimerizada. El otro proceso de síntesis que usa los gases de las desintegradoras es el llamado proceso de alquilación. Es una reacción química de una olefina con una parafina ramificada, en presencia de un catalizador. El producto resultante tendrá también ramificaciones. En este proceso se hacen reaccionar las olefinas como el etileno, el propileno y los butenos, con el isobutano, que es un hidrocarburo parafínico ramificado con cuatro carbonos en su molécula.

Al producto obtenido en el proceso anterior se la llama gasolina alquilada. Su alto índice de octano se debe principalmente a las ramificaciones de los hidrocarburos que los forman. (II)

La gasolina natural o primaria esta compuesta por el número adecuado de carbonos, pero la forma en que están colocados dentro de la molécula no le imparten un buen octanaje. Para mejorar la calidad de está gasolina existen dos tipos de procesos en las refinerías, la reformacion y la isomerización.

La *reformación*, no sólo favorece la ramificación de los hidrocarburos, sino que también les permite ciclizarse, formando anillos de seis átomos de carbono, y después perder átomos de hidrógeno dándonos los hidrocarburos cíclicos llamados aromáticos. (II)

La *isomerización*, los hidrocarburos lineales de los que está compuesta la gasolina natural se ramifican y la materia prima es la fracción ligera de destilación directa con componente de bajo punto de ebullición 62°C, que se separa durante la destilación secundaria de las gasolinas. (II)



Existen diferentes procesos de isomerización, que a continuación se realiza una breve descripción:

OCC PROCESO TOTAL DE ISOMERIZACIÓN (TIP). (7)

El TIP usa tecnología de absorción para remover o reciclar parafinas normales.

Durante la absorción un tamiz de moléculas selectivas remueve todas las parafinas normales que no han sido convertidas a la isomerización en un paso; dejando que los isómeros ramificados puedan pasar, estos compuestos absorbidos con el hidrógeno reciclado y conducidos al reactor de isomerización. Como todo el proceso es en fase vapor y no se requiere reflujo para alcanzar una alta separación, así que los requerimientos para éste proceso son bajos, el proceso entero opera a baja presión. La presencia de hidrógeno durante el proceso de desorción previene la formación de coque en el absorbente. Al igual que el catalizador puede ser regenerado ahí mismo si una condición externa causa la formación del coque. El absorbente al igual que el catalizador es muy resistente y no es afectado por el azufre y la alimentación de agua.

OCC PROCESO HYSOMER (SHELL). (7)

El proceso de Hysomer es un proceso de lecho fijo en fase vapor para la isomerización catalítica de compuestos de bajo octanaje como n-pentanos y/o n-hexano hacia isoparafinas de alto octanaje. La reacción de isomerización se lleva a cabo en un rango de temperatura de 245°C a 270°C y en un rango de presión de 300 a 500 psig con la presencia de hidrógeno.

El proceso Hysomer utiliza un catalizador de tamiz molecular con carga de metal manufacturado bajo las especificaciones de Shell por Union Carbide Corporation.

El catalizador de Hysomer tiene una resistencia inusual al envenenamiento por azufre y agua, siendo capaz de soportar concentraciones de hasta 35 ppm de azufre y de 15 a 20 ppm de agua basados en la alimentación total cargada al reactor de isomerización. Además, éste catalizador tampoco es envenenado por aromáticos, olefinas y asfaltenos. Estas ventajas eliminan la necesidad de un tratamiento de prealimentación especial evadiendo problemas especiales de corrosión en el equipo y minimizando la atención de operación.



PROCESO DE ISOMERIZACIÓN BP. (7)

El proceso de isomerización BP fue desarrollado en los laboratorios de investigación de The British Petroleum Company p.l.c., y fue por primera vez mostrada a la industria en 1962, la llegada de la primera unidad comercial hasta 3 años después, utiliza un catalizador único flexible y está diseñado para optimizar pentanos y/o hexanos, alimentaciones similares y el reformado catalítico o extracción de disolventes, el mismo catalizador puede isomerizar también n-butano.

La alimentación es mezclada con hidrógeno de reciclado, se calienta y se pasa por el catalizador en el reactor, donde la isomerización de las n-parafinas toma lugar. El efluente del reactor es enfriado y enviado a un separador de producto.

El gas del separador junto con una cantidad de hidrógeno es reciclado al reactor. El líquido separado es conducido a una columna estabilizadora.

El gas estabilizador sobrecalentado pasa al combustible en fase gaseosa por medio de un baño cáustico, mientras que los fondos estabilizados dan un producto adecuado para su conversión directamente en gasolina de grado Premium.

Una pequeña inyección de cloro mantiene una atmósfera de cloruro de hidrógeno en el reactor.

El producto final tiene baja sensibilidad y una excelente respuesta de conducción, además de incrementar las características de octanaje de la mezcla de gasolina.

UOP PROCESO BUTAMER. (7)

El proceso Butamer es un proceso en fase vapor de lecho fijo promovido por la inyección de trazas de cloro. La reacción es conducida en presencia de una pequeña cantidad de hidrógeno, la cual elimina la polimerización de las oleofinas formadas como intermediarios en la reacción de isomerización, y el cloruro es convertido en HCl.

El uso de acero al carbón ha resultado exitoso para la construcción de las unidades del proceso.

El proceso utiliza un catalizador selectivo de alta actividad y promueve la conversión de butano normal a baja temperatura y a condiciones normales de equilibrio.

Dejando de lado el contenido de *i*-C₄ en la alimentación, la fracción de butano que deja la unidad contiene aproximadamente 60% en volumen de isobutano para



tener una planta que tenga el desempeño óptimo es deseable a la hora de alimentar tener una cantidad pequeña de butano que contenga la cantidad mayor de n-butano. La reacción catalítica es altamente selectiva y eficiente con un mínimo de hidrocrackeo a productos ligeros o formación de coproductos pesados. La producción volumétrica de isobutano basado en la alimentación de butano normal casi es del 100%.

PROCESO UOP DE TRANSALQUILACION AROMATICA TATORAY. (7)

En años recientes la demanda de benceno y xileno se ha incrementado significativamente gracias al desarrollo de nuevas aplicaciones y ha incrementado el consumo de productos derivados de éstos materiales. En 1979 la producción mundial de benceno para un fin químico excedido de los 31 mil millones de libras, mientras que el consumo de varios isómeros de xileno excedió de los 11 mil millones de libras.

Los isómeros de xileno encuentran su aplicación principal en la producción de plastificantes, poliéster, fibras y resinas; la mayor fuente de estos aromáticos es el reformado catalítico de la nafta y la pirolisis de los aceites del gas y de la nafta. Sin embargo, estos procesos proveen también de cantidades significativas de tolueno y aromático de C_9+ , los que tienen muy bajo valor petroquímico en contraste del xileno y benceno los productores de tolueno han encontrado una menor demanda para éste material. El mercado más grande de tolueno excluyendo su uso en gasolinas es la manufactura de disolventes, pinturas y barnices, el crecimiento de éste mercado del tolueno ha sido limitado por el uso de la pinturas a base de agua.

Cuando un polimetilbenceno es pasado sobre determinado tipo de catalizador, la migración del grupo metil es observada. Está reacción puede producir simultáneamente ambos altos y bajos metilbenceno. A la inversa, esto puede convertir altos y bajos metilbencenos a una sola especie.

El catalizador afecta en la transferencia del grupo metil de un anillo aromático a otro. La reacción es conducida en una atmósfera de hidrógeno que minimiza la formación de coque en el catalizador. Se deberá de utilizar un catalizador con una alta selectividad para reducir la destrucción del anillo aromático, el cual resulta en un consumo muy bajo de hidrógeno.



El número de grupos metilos se conserva durante la reacción, la reacción tiende al equilibrio y la composición del producto depende de la proporción metil/fenil en la alimentación.

La carga normal para el proceso Tatoray es normalmente tolueno, sólo o mezclado con aromáticos de C_9 , particularmente trimetilbenceno y etil-tolueno. Esta alimentación atraviesa por un número de reacciones catalizadas, la reacción básica es la producción de benceno y xileno del tolueno, y la formación de xilenos y tetrametilbenceno de trimetilbenceno. Los grupos etilos son desalquilados totalmente o parcialmente en grupos metilos, grupos alquil más pesados también son desalquilados, los productos pueden variar por alterar la composición y por reciclar aromáticos no deseados.

Cuando se carga tolueno sólo al sistema el por ciento de conversión de xileno a benceno se aproxima a 1.3, con la adición de cantidades de aromáticos C_9 , el porcentaje de xileno a benceno puede exceder de 3 e incluso ser más alta si el tolueno producido no es reciclado.

Las condiciones de operación en la unidad Tatoray son menos severas que en un proceso convencional que de hidroalquilación utilizado para la producción de tolueno. De hecho dos unidades térmicas de hidroalquilación (THDA) han sido convertidas en unidades Tatoray a muy bajo costo incrementando la flexibilidad en la operación, los productos de procesos Tatoray están esencialmente libres de no aromáticos. El benceno teniendo un mínimo de pureza es comercialmente producido por transalquilación de tolueno, el producto de mezcla de xilenos contiene alrededor de 23-25% de p-xileno, 50-55% de m-xileno, 23-25% de o-xileno y el 2% de etilbenceno, una ventaja en cualquier situación comercial.



PROCESO ISOMAR DE LA UOP PARA LA ISOMERIZACIÓN DEL XILENO.

Paraxileno y ortoxileno son importantes intermediarios petroquímicos, son usados para producir productos finales, tales como fibra de poliéster, películas, plastificantes y resinas de poliéster. Normalmente el p-xileno y el o-xileno son producidos por la recuperación de estos isómeros de una corriente de aromáticos C_8 que están mezclados; se utiliza la cristalización, la fraccionación y la adsorción.

La composición de la corriente de C_8 puede variar de acuerdo a su fuente o a su origen, pero el contenido total de isómero orto y para siempre será menor del 45% aunque un proceso de recuperación sólo no recupera totalmente el producto.

La isomerización es útil en este caso; después de agotar la corriente de C_8 de los isómeros que son valiosos, el refinado se manda a la unidad de isomerización, tales como proceso Asomar.

Este proceso reestablece el porcentaje de equilibrio del isómero, además de producir los isómeros deseados de los que no lo son, de ésta manera el proceso Asomar produce p-xileno y o-xileno de m-xileno y etilbenceno, esto tiene el efecto de dar una producción neta en un rango del 83 al 91%, dependiendo del porcentaje de producción del orto y para.

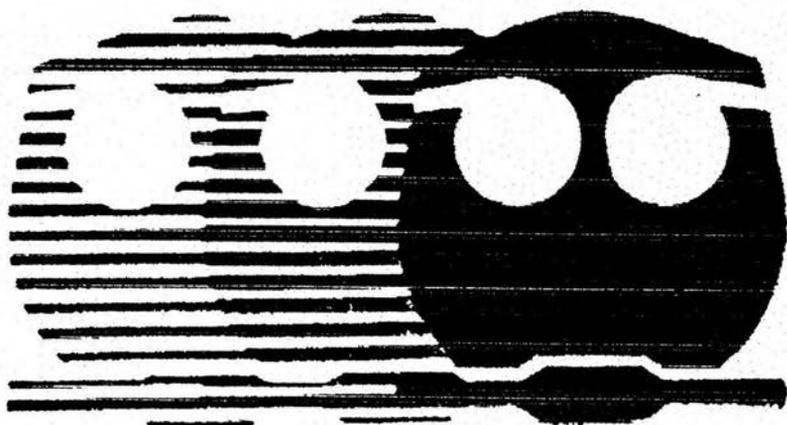
El proceso Isomar utiliza un catalizador de hidroisomerización especialmente diseñado, un sistema de lecho fijo el cual reestablece un equilibrio en la mezcla de aromáticos C_8 . Este catalizador promueve la formulación de los isómeros aromáticos de C_8 , los cuales están presentes en la alimentación en menor cantidad que el equilibrio muestra, a través de la modificación del procedimiento de producción.

El proceso Asomar presenta una apertura mínima del anillo aromático. La pérdida del anillo aromático es menor del 1%, como hay un pequeño grado de que la transalquilación y la desalquilación ocurra alguno de los aromáticos C_8 alimentados es convertido a otros no requeridos, esto nos da una pérdida total de aromáticos de C_8 alrededor del 3 al 4%, éstos subproductos son útiles en otros procesos de aromáticos o como componentes en el mezclado de la gasolina. Otra característica importante del catalizador Asomar es la habilidad de convertir etilbenceno a xileno, esto permite el procesamiento de alimentación en forma económica, las cuales son ricas en etilbenceno tales como la pirolisis de la gasolina en fracciones de C_8 .



Generalmente, la alimentación fresca de un proceso Asomar el cual es combinado con un proceso Parex de la UOP con un cristalizador que deberá ser cargado con la corriente de la recirculación al separador de xileno, este fraccionador remueve aromáticos pesados y recupera la cantidad deseada de o-xileno; el producto del domo de ésta columna va a la sección de recuperación de p-xileno. La producción de m-xileno de alta pureza también es posible con el proceso Asomar cuando se combina con el proceso Sorbex de extracción de m-xileno.

CAPITULO III



TRABAJO DE CAMPO



3.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE ISOMERIZACIÓN.

3.1.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO.

La unidad Isomerizadora de pentanos y hexanos, utiliza el proceso "Penex", el cual tiene como objetivo la isomerización de pentanos, hexanos y mezclas de ambos. Las reacciones tienen lugar en una atmósfera de hidrógeno sobre un lecho fijo de catalizador, a las condiciones de presión y temperatura que favorecen la isomerización y reducen el hidrocraqueo.

El proceso "Penex", se considera simple tanto en su diseño como en su operación. Las condiciones de operación no son severas ya que las presiones son moderadas, las temperaturas son bajas, el espacio velocidad para el catalizador es alto y la presión parcial del hidrógeno es baja. Asimismo, la baja temperatura de operación favorece a una alta conversión de parafinas normales.

Idealmente la isomerización catalítica convierte las parafinas en compuestos de estructura ramificada de alto número de octano, tal como de C_5 a isopentano y de C_6 a 2,3-dimetil-butano. Sin embargo, las reacciones de isomerización se desarrollan dentro de un equilibrio limitado, en donde a bajas temperaturas se favorece la producción de isómeros altamente ramificados.

Cuando se trabaja la Unidad a sus condiciones de operación típicas las relaciones de producto isomerizado a compuestos parafínicos en el efluente del reactor será aproximadamente de 3 a 1 y de 9 a 1, para pentano y hexano, respectivamente.

Durante el proceso de isomerización se obtienen gas y producto isomerizado, los cuales se recuperan como productos, desarrollándose dicho proceso en las siguientes secciones de procesamiento:

1. Acondicionamiento de la carga.
2. Reacción.
3. Estabilización y lavado cáustico.



3.1.2 SECCION DE ACONDICIONAMIENTO DE LA CARGA

Los pentanos y hexanos libres de azufre procedentes de las Unidades Hidrodesulfuradora de Naftas Nos. 1 y 2 se reciben a 38°C y 1.8 Kg/cm² man. En el primer tanque de balance de carga de donde mediante bombeo, se envía a una presión de 12.4 Kg/cm² man a control de nivel del segundo tanque de balance de carga, a precalentarse hasta 121°C en dos intercambiadores de calor que manejan diferentes corrientes como medio de calentamiento, el primero utiliza el efluente de la guarda de azufre a 121°C y el segundo utiliza la corriente proveniente del fondo de la torre estabilizadora a 161°C.

A continuación la corriente de pentanos y hexanos a 121°C se alimenta a la guarda de azufre cuyo objetivo es proteger al catalizador del azufre que pudiera contener la carga, reduciendo su contenido máximo de 0.1 ppm en peso.

La guarda de azufre tiene un lecho de adsorbente UOP ADS-11 el cual es un extruido que contiene níquel que quimiadsorbe al azufre.

La corriente procedente de la guarda de azufre se enfría a 85°C intercambiando calor con la corriente de alimentación a la guarda de azufre y posteriormente se enfría en dos enfriadores, en el primero contra aire hasta 55°C y en el segundo contra agua de enfriamiento hasta 38°C, para ser enviado a los secadores de carga líquida, cuyo objetivo es asegurar que la corriente de pentanos y hexanos se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

Los secadores de carga líquida son dos recipientes verticales que trabajan en serie excepto durante la regeneración de algunos de éstos, en la cual sólo uno de ellos opera. La corriente líquida de pentanos y hexanos se alimenta por el fondo del secador, por el que pasa a través de mallas moleculares y sale por la parte superior, para alimentar posteriormente al segundo secador. La corriente de pentanos y hexanos libres de humedad es enviada entonces al segundo tanque de balance de carga que opera a 38°C y 7.0 Kg/cm² man.

El objetivo del segundo tanque de balance de carga es el de proporcionar la suficiente capacidad volumétrica para la alimentación de hidrocarburos a la sección de reacción. La presión del tanque se controla automáticamente utilizando gas hidrógeno seco proveniente de los secadores de hidrógeno de reposición.



Por otro lado se recibe también en la Unidad una corriente de hidrógeno de reposición a 90°C y 60 Kg/cm^2 man, cuya procedencia es la Unidad Reformadora de Naftas No.2; a ésta corriente de hidrógeno se le reduce la presión en forma automática hasta 40 Kg/cm^2 man antes de pasar por un intercambiador de calor en donde se enfría contra agua de enfriamiento hasta 40°C para pasar en seguida a un tanque separador en donde se retiene el líquido que pudiera arrastrar dicho gas. De este último equipo el gas hidrógeno es enviado a los secadores de hidrógeno de reposición cuyo objetivo al igual que los secadores de carga líquida, es asegurar que la corriente de hidrógeno de reposición se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

La forma y modo de operar de los secadores de hidrógeno de reposición es semejante a la de los secadores de carga líquida. La corriente de hidrógeno de reposición libre de humedad es enviada a control de flujo hacia la sección de reacción.

3.1.3 SECCION DE REACCION

La corriente de pentanos y hexanos se alimenta a esta sección a 39.2 Kg/cm^2 man, proveniente del segundo tanque de balance de carga; dicha corriente con flujo controlado se mezcla con el hidrógeno de reposición proveniente de la sección de acondicionamiento de la carga para precalentarse en seguida, hasta 87°C con la corriente efluente del segundo reactor a 123°C ; esta operación se lleva a cabo en el intercambiador de carga combinada fría, el cual a su vez cuenta con un desvío que puede usarse para regular automáticamente la cantidad de alimentación a precalentar. La mezcla de hidrógeno de reposición y pentanos/hexanos a continuación se precalienta nuevamente hasta 101°C contra la corriente efluente del primer reactor a 150°C , en el intercambiador de carga combinada caliente, a la mezcla efluente de éste último equipo, se le dosifica una pequeña cantidad de promotor del catalizador (C_2Cl_4), antes de pasar al calentador de carga en donde eleva su temperatura hasta 138°C para alimentarse al primer reactor de isomerización.

El proceso "Penex" cuenta con dos reactores de isomerización en serie con el catalizador distribuido entre los dos, con válvulas y tubería que permiten que cualquiera de ellos se pueda operar como primer reactor o como segundo reactor.



En cada reactor se tienen instalados sensores de temperatura dentro del lecho de catalizador para monitorear su actividad.

La corriente del primer reactor a 150°C y 33 Kg/cm² man se hace pasar por el intercambiador de carga combinada caliente en donde se remueve parcialmente el calor de las reacciones de isomerización para enfriarse hasta 122°C, temperatura a la cual se alimenta al segundo reactor para completar la conversión deseada del proceso de isomerización.

La corriente de salida del segundo reactor a 123°C y 31.6 Kg/cm² man se hace pasar por el intercambiador de carga combinada fría en donde se enfría hasta 99°C para posteriormente enviarse a presión controlada hacia la torre estabilizadora.

3.1.4 SECCION DE ESTABILIZACION Y LAVADO CAUSTICO.

El objetivo de la torre estabilizadora es la separación del hidrógeno que no reaccionó, ácido clorhídrico y gases del craqueo (C₁ , C₂ , C₃) del producto isomerizado.

La corriente del domo de la torre a 99°C y 14.8 Kg/cm² man pasa al condensador de la torre estabilizadora y luego a un enfriador con agua para después enviarse al acumulador de reflujo de la torre estabilizadora de donde todo el líquido recibido se refluja mediante bombeo enviándose a control de nivel de este acumulador hacia el plato No.1 de la torre estabilizadora, se efectúa un envío continuo de gas hacia la torre lavadora cáustica de gas.

Del producto del fondo de la torre estabilizadora a 161°C y 15.28 Kg/cm² man, una parte se alimenta al rehervidor de la torre que utiliza vapor de media presión como medio de calentamiento, para retornar al fondo de la torre y la otra parte se envía hacia almacenamiento de producto isomerizado a control de nivel del fondo de esta torre después de pasar por los siguientes equipos: intercambiador de alimentación a la guarda de azufre-fondos de la torre estabilizadora, en donde se enfría hasta 126°C; primer enfriador de fondos de la torre estabilizadora, en donde se enfría hasta 38°C.

Los gases que provienen del acumulador de reflujo de la torre estabilizadora se alimentan a 38°C y 8.5 Kg/cm² man a la torre lavadora cáustica de gas cuyo objetivo es remover el HCl contenido en el gas, mediante lavado de éste a



contracorriente en una disolución de NaOH al 10% en peso. Los gases libres de HCl salen por el domo de la torre, enviándose a control de presión al sistema de gas combustible de la Refinería a 35°C y 7.2 Kg/cm² man.

Los gases lavados se analizan para determinar los moles de hidrógeno que salen del sistema para ajustar en forma manual la relación hidrógeno/hidrocarburo en la sección de reacción.

La disolución cáustica de reposición se alimenta periódicamente (aproximadamente una vez por semana), a la sección inferior de la torre lavadora. La disolución cáustica del fondo de la torre se recircula a la misma mediante bombeo, previo paso por el calentador de la disolución cáustica en donde se calienta hasta 38°C. de la disolución cáustica recirculada, una parte se lleva al domo de la torre y la otra se alimenta a un distribuidor localizado por debajo de la sección empacada. Los flujos de recirculación de solución cáustica a la torre lavadora se controlan en forma manual.

Cuando se extrae la disolución cáustica gastada del fondo de la torre lavadora, esta se envía al tanque de eliminación de gas a control de nivel de éste y donde la disolución cáustica agotada se envía hacia la planta de sosas gastadas de la Refinería por medio de la bomba de disolución cáustica agotada, el envío se efectúa a 38°C y 11.7 Kg/cm² man.



3.2. QUIMICA DEL PROCESO.

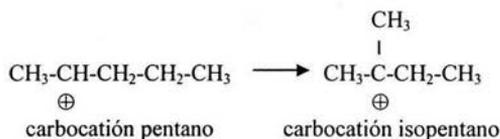
Mecanismos de Reacción.

La isomerización catalítica de parafinas, se lleva a cabo en dos categorías principales:

Aquellas basadas en la reacción catalítica de Friedel-Crafts, con cloruro de aluminio y ácido clorhídrico o las reacciones catalíticas de función dual de hidroisomerización.

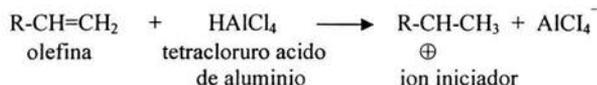
La isomerización ya sea por Friedel-Crafts o bien por reacción catalítica de función dual, generalmente se relaciona con rearrreglos intramoleculares de carbocationes como se muestra para el pentano.

Reacción (1).



Se piensa que la isomerización de Friedel-Crafts requiere la presencia de trazas de olefinas o de haluros alquílicos como carbocationes iniciadores, con los que la reacción procede propagándose a través de su cadena. El carbocatión iniciador, que necesita estar presente en pequeñas cantidades se puede formar por la adición de HCl o cloruro de aluminio a una olefina que puede estar presente en la parafina como una impureza o bien que pueda formarse por la desintegración de la parafina.

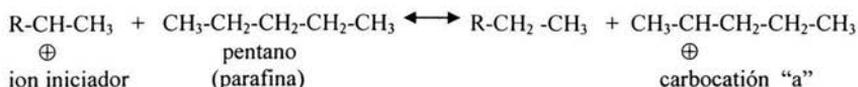
Reacción (2).





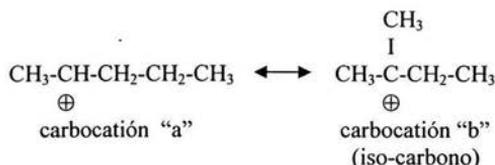
De esta manera el iniciador forma un ión carbonio de la parafina para ser isomerizado.

Reacción (3).



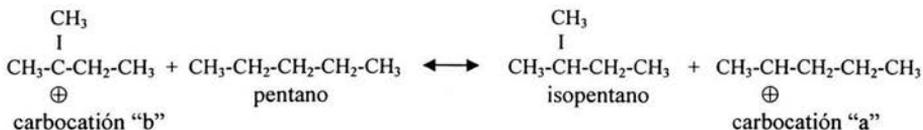
Que posteriormente se rearregla de la siguiente manera:

Reacción (4)



Se forma entonces isopentano extendiéndose la cadena a consecuencia de la generación de un nuevo carbocatión.

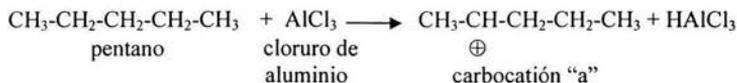
Reacción (5).



Naturalmente, la secuencia del esquema pudo haber sido empezando con isopentano y terminando con pentano normal y un ión de iso-carbono para ampliar la cadena, por ejemplo las reacciones (3), (4) y (5) son reversibles, tal como lo son todas las reacciones mostradas después. La composición de la mezcla final está determinada por el equilibrio termodinámico, suponiendo que se le ha proporcionado el tiempo suficiente a la reacción.

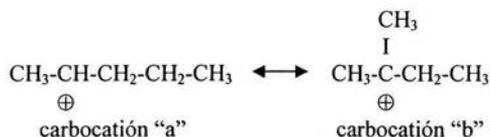
Otra reacción de Friedel-Crafts que se ha sugerido es la de eliminación directa del ión hidruro.

Reacción (6)



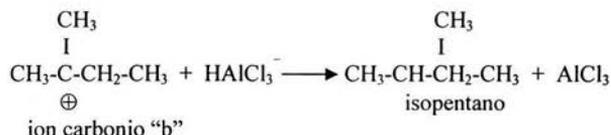
El ión carbonio como antes, se rearregla.

Reacción (7).



Finalmente se forma el isopentano.

Reacción (8).



La separación del ión hidruro se favorece energéticamente por el hecho de que el átomo de aluminio puede completar su octeto de electrones. Como siempre hay algo de ácido clorhídrico presente, ya sea por diseño o por la hidrólisis del cloruro de aluminio en presencia de trazas de agua, pudo mostrarse un ácido Bronsted (protónico) en las reacciones (6) y (8) en lugar del ácido de Lewis.

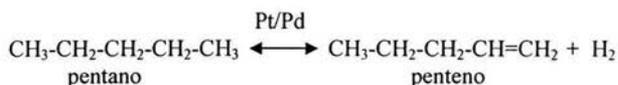
Reacción (9).





La reacción anterior no es bien aceptada por la suposición de la formación de hidrógeno. Los catalizadores de función dual de hidro-isomerización se piensa que operan a través de una olefina intermedia cuya formación está catalizada por un componente metálico, que se supone sea platino.

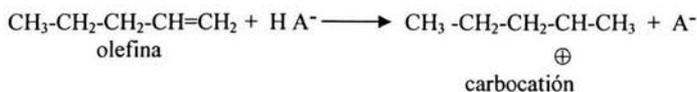
Reacción (10).



Esta reacción es reversible y debido a que estos catalizadores se emplean con hidrógeno a alta presión el equilibrio es hacia la izquierda preferentemente. Sin embargo, la función ácida del catalizador consume la olefina por la formación de un carbocatión y así permite la formación de más olefinas a pesar del equilibrio desfavorable.

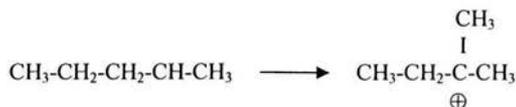
Este paso es completamente similar a la reacción (2) mostrada para Friedel-Crafts, excepto que es mejor para resaltar la función ácida por una más general "H⁺A⁻".

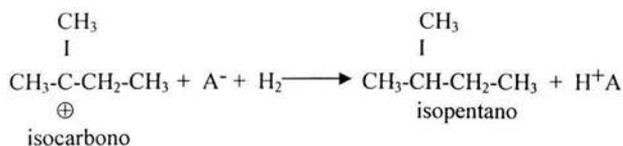
Reacción (11).



Consecuentemente el arreglo común:

Reacción (12).





La última reacción es en lugar del paso de propagación en cadena, como ya se discutió antes (reacción 5). Como la reacción con hidrógeno es relativamente rápida, los sitios ácidos son rápidamente liberados por una reacción adicional. Esto puede ser motivo en parte, al menos por la alta actividad de un catalizador de función dual.



3.3. DESCRIPCIÓN DEL FLUJO DE PROCESO.

Descripción General de la Unidad.

Para la descripción de la Unidad, se consideran las siguientes secciones:

- Acondicionamiento de la carga.
- Reacción.
- Estabilización y lavado cáustico.

La Unidad operará normalmente en serie con las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas 1 y 2 de la propia Refinería, con una capacidad de procesamiento de 15,000 BPD.

El tipo de proceso que se lleva a cabo en la Unidad es el "Penex" de UOP, el cual está diseñado específicamente para isomerizar catalíticamente C_5 , C_6 y mezclas de éstos.

Sección de Acondicionamiento de la Carga.

En esta sección se lleva a cabo la preparación de la carga a la sección de reacción, eliminando la humedad de las corrientes gaseosa y líquida y adicionalmente a esta última, posibles arrastres de azufre.

Las corrientes de C_5/C_6 provenientes de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas Nos. 1 y 2 se reciben en la Unidad a 1.8 Kg/cm² man y 40°C con un flujo de 6,786.45 BPD y 6,786.45 BPD, respectivamente, mezclándose en línea para alimentar al primer tanque de balance de carga FA-900, que opera a 40°C.

Las líneas de recibo de C_5 , C_6 a la Unidad cuentan en el SCD con indicación de temperatura, presión y totalización de flujo; adicionalmente cuentan con toma de muestra normal.

La presión del tanque FA-900 es de 1.8 Kg/cm² man controlándose mediante el PIC-8406 que en rango dividido acciona, la válvula PV-8406A cuando la presión aumenta, para evitar el exceso de vapores hacia el cabezal de desfogue y la válvula PV-8406B para admitir hidrógeno cuando la presión disminuya.

La función principal del tanque FA-900 es asegurar un flujo constante de carga a la Unidad Isomerizadora, amortiguando las variaciones que pudieran presentarse en los flujos de las corrientes de C_5/C_6 provenientes de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas Nos. 1 y 2.



El FA-900 cuenta en el SCD con el indicador de nivel LI-8402, el cual tiene configuradas las alarmas por alto y bajo nivel LAH-8402 y LAL-8402, respectivamente.

La corriente de C_5/C_6 del fondo del tanque FA-900, se envía a 12.4 Kg/cm² man mediante la bomba de alimentación fresca GA-900/R al intercambiador de alimentación-efluente de la guarda de azufre, EA-906, en donde se precalienta hasta 81°C, la línea de alimentación a este equipo, cuenta con el analizador de azufre AI-8701 y el indicador de temperatura TI-8703, ambos con señalización en el SCD. El envío de ésta corriente se efectúa a control de nivel del segundo tanque de balance de carga FA-908, por medio del LIC-8807 que actúa sobre la válvula automática LV-8807.

Posteriormente, la corriente de C_5/C_6 se calienta hasta 121°C en el intercambiador de alimentación a la guarda de azufre-fondos de la torre estabilizadora EA-905, aprovechando el calor de la corriente de isómero producto proveniente del fondo de la torre estabilizadora DA-901. Se cuenta en las líneas de entrada y salida de este intercambiador con los indicadores de temperatura TI-8703 y TI-8704, respectivamente, ambos con señalización en el SCD. Posteriormente, esta corriente se envía a la guarda de azufre FA-906.

Guarda de Azufre, FA-906.

La guarda de azufre FA-906 opera a 121°C y 10.1 Kg/cm² man. Su objetivo es proteger el catalizador I-8 del azufre contenido en la carga líquida de C_5/C_6 (máximo de 0.5 ppm) que pudo no ser removido en las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas, ya sea por desajustes en la operación de esas plantas o bien por un eventual alto contenido de azufre en la gasolina amarga de cargas a esas Unidades.

La guarda de azufre está cargada con 7.4 m³ de adsorbente UOP ADS-11L, el cual adsorbe químicamente el azufre contenido en la carga líquida. Para llevar a cabo la adsorción química del azufre, la carga debe calentarse a 121°C que es la temperatura óptima para efectuar esta operación.

Cuando el nivel de adsorción de azufre empieza a disminuir, normalmente después de un año de operación, la guarda FA-906, se pone fuera de operación y se recarga con adsorbente nuevo, sin necesidad de parar totalmente la Unidad, dado que para efectuar la recarga de adsorbente se requiere sólo de un corto período de

tiempo, siempre que las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas operan adecuadamente.

El efluente de la guarda FA-906, a 121°C, 9.87 Kg/cm² man y con un contenido de azufre menor de 0.1 ppm se envía al intercambiador EA-906, (L.T.) en donde cede su calor a la corriente de carga, para bajar su temperatura hasta 85°C, valor que puede verificarse en el indicador TI-8706 instalado en el S.C.D., a continuación el efluente del intercambiador EA-906 (L.T.), se alimenta al soloaire enfriador de carga EC-901 en donde la carga continúa enfriándose hasta 55°C. La línea de salida de este equipo cuenta con el indicador TI-8707 instalado en el SCD.

A continuación la carga de C₅/C₆ se alimenta al enfriador de carga de tubos y coraza EA-907 A-B (L.C.) en donde baja su temperatura hasta 38°C, para enviarse hacia los secadores de hidrocarburos FA-907A/B, por la línea 6" P8729, misma que cuenta con el indicador TI-8708 instalado en el SCD.

Secadores de Carga Líquida FA-907A/B.

Estos equipos operan a 38°C y 8.0 Kg/cm² man y tienen como objetivo asegurar que la corriente de C₅/C₆ se encuentre libre de humedad, 1 ppm en peso máximo., (verificando en el analizador AI-8801), antes de enviarse a la sección de reacción.

Los secadores FA-907A/B, están empacados con 13.6 m³ de malla molecular adsorbente de tipo UOP-HPG-250, el cual deberá reemplazarse aproximadamente cada 500 ciclos.

Estos equipos normalmente operan en serie, excepto cuando alguno de ellos se encuentra en regeneración, que es cuando el otro está en servicio dentro del proceso.

La corriente de C₅/C₆ se alimenta por la parte inferior del secador FA-907A, en donde fluye en forma ascendente a través del desecante (mallas moleculares); el flujo que sale de este equipo, se alimenta al secador FA-907B a través de las líneas 6" P8814, 6" P8810 y 6" P8801. El flujo a través de este secador también es ascendente y su efluente se envía hacia el segundo tanque de balance de carga FA-908.

Después de 24 horas aproximadamente, el secador FA-907A (instalado en posición principal), se saturará de humedad (1 ppm en peso de H₂O), como lo



indicará el analizador AI-8801, siendo entonces necesaria la regeneración de este equipo, para lo cual deberá ponerse fuera de operación cerrando las válvulas apropiadas. El secador FA-907B queda en operación como único secador de hidrocarburos, cambiando la toma del analizador de humedad AI-8801 hacia el efluente del secador en servicio para su monitoreo.

Después de terminar la regeneración del secador FA-907A, éste vuelve a ponerse en operación mediante el movimiento de las válvulas apropiadas, de tal manera que el secador FA-907A opera en "posición secundaria" y el secador FA-907B que se encuentra en operación, queda en "posición principal". Cuando la humedad de la corriente de C_5/C_6 a la salida del secador FA-907A sea ≥ 1 ppm en peso, este equipo que está en "posición principal", deberá ponerse fuera de operación para ser regenerado, de tal forma que el secador FA-907A pasa ahora a la "posición principal", permaneciendo en operación en "posición secundaria", trabajando en serie con el secador FA-907A.

La corriente de pentanos y hexanos libre de humedad, efluente del secador FA-907B, se reciben en el segundo tanque de balance de carga FA-908, que opera a 38°C y 7.0 Kg/cm^2 man, controlándose este valor mediante el PIC-8805 del SCD que en rango dividido acciona, la válvula PV-8805A para admitir hidrógeno seco proveniente de los secadores de hidrógeno de reposición, cuando la presión disminuya y la válvula PV-8805B cuando la presión aumenta, para evitar el exceso de vapores hacia el cabezal de desfogue.

El objetivo del tanque FA-908 es proporcionar la suficiente capacidad volumétrica para el suministro de C_5/C_6 a la sección de reacción.

Para su correcta operación, el tanque FA-908 cuenta con el indicador local de presión PI-8806, los vidrios de nivel LG-8801, LG-8802, LG-8803, LG-8804, LG-8805 y LG-8806; y con el control LIC-8807 en el SCD, el cual controla el nivel de este tanque mediante el ajuste de la abertura de la válvula automática LV-8807 instalada en la línea de descarga de la bomba GA-900/R. Adicionalmente, el controlador LIC-8807 tiene configuradas las alarmas por alto y bajo nivel LAH-8807 y LAL-8807, respectivamente.

Por otra parte, se reciben también en la Unidad, una corriente de hidrógeno de reposición a 90°C y 60 Kg/cm^2 man con un flujo de $722 \text{ m}^3/\text{D}$, procedente de la

Unidad Reformadora de Naftas N°2 ; la cual reduce su presión en la válvula automática PV-8517 hasta 40 Kg/cm² man para alimentarse en seguida al enfriador de hidrógeno de reposición EA-902, en donde la corriente de hidrógeno baja su temperatura hasta 40°C, registrados en el indicador del SCD TI-8512.

A continuación, la corriente de hidrógeno se alimenta al tanque separador de gas de reposición FA-903, en donde se retiene el posible líquido de arrastre que pudiera contener el gas, para ser enviado al cabezal de desfogue mediante el control LIC-8806 del SCD que ajusta al valor normal, el nivel del tanque FA-903 mediante la válvula automática LV-8506. Adicionalmente, el control LIC-8506 tiene configurada la alarma por alto nivel LAH-8506.

Para su adecuada operación, el tanque FA-903, cuenta con el indicador local de presión PI-8506 y con el indicador de presión en el SCD PI-8504.

La corriente de hidrógeno libre de líquido que se obtiene por la parte superior del tanque FA-903 a 40°C y 37.05 Kg/cm² man, de donde se envía por la línea 3" P8513, como alimentación a los secadores de hidrógeno de reposición FA-904A.

Secadores de Hidrógeno de Reposición FA-904A/B.

Estos equipos operan a 37 Kg/cm² man y 40°C, se han diseñado para operar al menos 24 horas cada uno antes de requerir regeneración, su objetivo es asegurar que la corriente de hidrógeno de reposición que se envía a reacción se encuentra libre de humedad (máximo 1 ppm en peso), para proteger de esa forma al catalizador de isomerización.

Los secadores FA-904A/B, están empacados con 1.8 m³ de malla molecular adsorbente de tipo UOP-PDG-418. Estos equipos normalmente operan en serie, excepto cuando alguno de ellos se encuentra en regeneración que es cuando el otro está en operación dentro del proceso, en "posición principal".

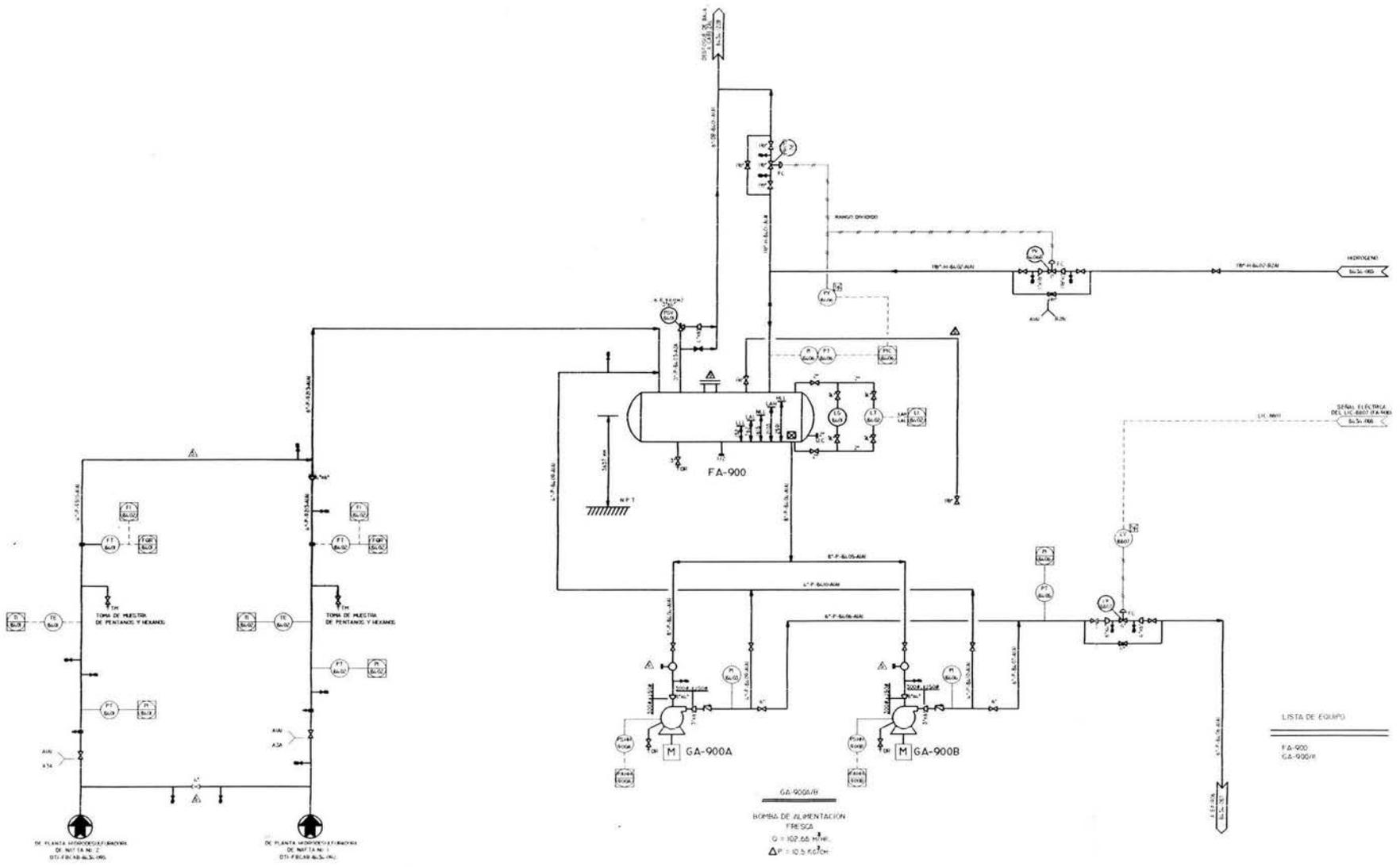
La corriente de hidrógeno de reposición se alimenta por la parte inferior del secador FA-904B a través de las líneas 3" P8614, 3" P8610 y 3" P8601, por donde fluye en forma ascendente a través de su desecante para salir por la parte superior de este secador, de donde es enviado a la sección de reacción previa regulación de flujo en la válvula automática FV-8906 que es ajustada por el control FIC-8906 para mantener un flujo a reacción de 1,378.5 Std m³/h; este controlador cuenta en el mismo SCD con las alarmas por alto y bajo FAH-8902 y FAL-8902, respectivamente.

Después de 24 horas aproximadamente, el secador FA-904A (instalado en posición principal), se saturará de humedad (1 ppm en peso de H_2O), lo cual será indicado por el analizador continuo AI-8601, siendo necesaria la regeneración de este equipo; para lo que este secador deberá sacarse de operación. El secador FA-904B queda ahora en operación como único secador y en "posición principal" mientras el secador FA-904A se regenera. Durante este movimiento se efectúa el cambio del punto de monitoreo del analizador de humedad AI-8601, direccionando hacia el efluente del secador FA-904B.

Una vez que el secador FA-904A se ha regenerado, se vuelve a poner en operación en serie con el secador FA-904B, en reposición secundaria. Cuando la humedad en la corriente de hidrógeno de reposición a la salida del secador FA-904B que opera en "posición principal", es ≥ 1 ppm en peso, este equipo deberá ponerse fuera del proceso, para regenerarse; quedando operando de esta forma el secador FA-904A en "posición principal" mientras que el secador FA-904B se mantiene en regeneración. Cuando el secador FA-904B se ha regenerado, vuelve a ponerse en operación en "posición secundaria", trabajando en serie con el secador FA-904A.

La línea 3"P8614 de suministro de hidrógeno a la sección de reacción cuenta con el indicador local de presión PI-8902 y con los indicadores en el SCD de temperatura TI-8902, de presión PI-8903 y de análisis de hidrógeno AI-8901, de donde la señal de este último, junto con la de los controladores, de flujo de hidrógeno FIC-8902, y de flujo de hidrocarburos FIC-8901, son enviadas al relacionador de flujos de hidrógeno/hidrocarburo en el SCD XY-8901, que cuenta en el mismo sistema con el indicador de relación H_2/HC , XAL-8901.

FA-900
 TANQUE DE BALANCE
 DE CARGA
 D.I.: 5068 mm
 T.T.: 0111 mm



LISTA DE EQUIPO
 FA-900
 GA-900/R

DE PLANTA AGROPECUARIA/INDUSTRIAL DE NITRATO N.º 2
 DTI-FICAR-B.S.-190

DE PLANTA AGROPECUARIA/INDUSTRIAL DE NITRATO N.º 2
 DTI-FICAR-B.S.-190

GA-900/R
 BOMBA DE ALIMENTACION
 FRESCA
 Q = 102.66 m³/h
 ΔP = 10.5 kg/cm²



Sección de Reacción.

El objetivo principal de esta sección es llevar a cabo las reacciones de isomerización de la corriente H_2-C_5/C_6 en dos reactores catalíticos de lecho fijo que opera en serie para obtener un producto consistente en una mezcla de isómeros de C_5 's, C_6 's, H_2 reactivo y gases ligeros producidos durante las reacciones.

La mezcla de C_5/C_6 contenida en el segundo tanque de balance de carga FA-908 se bombea hacia la sección de reacción a 39.2 Kg/cm^2 man mediante la bomba de carga GA-901A/B. Para su protección esta cuenta con la línea de recirculación 4" P8832 que se origina en la línea 6" P8831 de descarga de la bomba, y esta conectada a la línea 6" P8814 de alimentación al tanque FA-908.

El objetivo de la línea de recirculación 4" P8832, es la protección de la bomba GA-901AA/B en casos de rechazos de flujo (éstos se presentan durante el ajuste de carga líquida a reacción o durante un paro de emergencia), para lo cual esta línea cuenta con la válvula automática FV-8802 que es ajustada por el control de flujo en el SCD, FIC-8802, que podrá manejar hasta el 50% del flujo de diseño de la bomba, (8,500 BPD).

La corriente líquida de C_5/C_6 se recibe en la sección a 38°C y con un flujo de 13,573 BPD por la línea 6" P8831 que cuenta con el indicador de temperatura en el SCD TI-9801. El flujo anterior se ajusta por medio del controlador del SCD FIC-8901 a través de la válvula automática FV-8901 instalada en la línea de recibo de C_5/C_6 .

Esta línea cuenta también con la línea 4" P8901 de desvío del intercambiador de carga combinada fría EA-908, en donde se encuentra instalada la válvula automática HV-8903 que es accionada, ya sea por el control FIC-8901 (en rango dividido) o bien por el control remoto manual HIC-8903, (la descripción de la operación de los controles FIC-8901, HIC-8903 y las válvulas FV-8901 y HV-8903 dentro del proceso).

La corriente de hidrógeno de reposición con un flujo de $1,378.5 \text{ std m}^3/\text{h}$; proveniente de los secadores FA-904A/B, se mezcla en línea con la corriente de C_5/C_6 para alimentarse al cuerpo del intercambiador de carga combinada fría EA-908. La línea de mezcla cuenta con el indicador de temperatura en el SCD TI-8923.

La mezcla H_2/HC , se precalienta hasta 67°C en el intercambiador EA-908, que utiliza como medio de calentamiento la corriente efluente del segundo reactor de



isomerización a 123°C. A continuación, la corriente efluente del intercambiador EA-908 se envía como alimentación al lado cuerpo de los intercambiadores de carga combinada caliente EA-909A/B; el envío se efectúa por la línea 6" P8903 que cuenta con el indicador de temperatura en el SCD TI-8904.

En los intercambiadores EA-909A/B se precalienta la mezcla de H₂/HC hasta 101°C, aprovechando el calor producido en el primer reactor de isomerización a 150°C.

El efluente del intercambiador EA-909A (L.C.) a 101°C medidos en el indicador del S.C.D. TI-8903, recibe una inyección continua de 106 cm³/min de percloroetileno C₂Cl₄ (equivalente a 150 ppm en peso como cloruro basado en la carga), el cual tiene la función de mantener la actividad del catalizador, actuando como promotor del mismo. La inyección del agente químico se recibe de la bomba de inyección de cloruros de 34 Kg/cm² man por la línea 3/4" CL9910.

La mezcla de H₂/HC una vez dosificada con el promotor catalítico, se alimenta al lado cuerpo del calentador de carga EA-910, para salir de este equipo a 138°C y enviarse como carga al reactor de isomerización DC-901A. El calentador EA-910, utiliza como medio de calentamiento, vapor de media presión (L.T.), mediante el control en cascada de SCD TIC-8907/FIC-8903, temperatura del efluente (L.C.) del calentador EA-910/ flujo de condensado de baja presión efluente (L.T.) del calentador EA-910, para controlar en 138°C la temperatura de alimentación al reactor DC-901A, mediante el ajuste de la válvula automática FV-8903 instalada en la línea 3" CB2504 de condensado de baja presión a recuperado.

La línea 6" P8905 de alimentación de la mezcla H₂/HC, proveniente del calentador EA-910, cuenta con la válvula motorizada MO-8904 que es actuada remotamente mediante el interruptor HS-8904, para bloquear la carga a los reactores DC-901A/B en la eventualidad de falla de energía eléctrica o bien durante la operación de "sulfur stripping".

Reactores de Isomerización, DC-901A/B.

Los reactores de isomerización DC-901AA/B son los principales equipos de la Unidad, en ellos se llevan a cabo las reacciones de isomerización descritas en la química del proceso. La operación de éstos equipos es de tal manera que uno de ellos puede estar en serie con el otro. Durante la operación de la Unidad un reactor



puede estar en la "primera posición" o bien en la "segunda posición", las veces que sea necesario. Cada reactor está empacado con 45.1 m^3 de catalizador 1-8 de UOP que es un material a base de Pt-Pd soportado en alúmina.

Para dar un seguimiento apropiado al comportamiento de la actividad del catalizador, los reactores DC-901A/B cuentan con los indicadores de temperatura S.C.D., TI-8908, TI-8909, TI-8910, TI-8911, TI-8912 y TI-8914, TI-8915, TI-8915, TI-8916, TI-8917 y TI-8918, respectivamente, adicionalmente, cada uno de éstos indicadores cuenta con alarma por alta temperatura.

La mezcla de H_2/HC proveniente del calentador EA-910 (L.C.) a 138°C y 33.5 Kg/cm^2 man, se alimenta por la parte superior del reactor de isomerización DC-901A, de donde sale por la parte inferior a 150°C debido al carácter exotérmico de las reacciones de isomerización que se llevan a cabo en este equipo. La temperatura del efluente de este equipo se mide en el indicador del SCD TI-8913, instalado en la línea 6" P8911 de salida del reactor DC-901A.

A continuación, el efluente del reactor DC-901A a 150°C y 33 Kg/cm^2 man, se envía al intercambiador de carga combinada caliente EA-909A/B (L.T.), por la línea 6" P8911. En este equipo se remueve parcialmente el calor de reacción del primer reactor, cediéndolo a la corriente de H_2/HC proveniente del intercambiador de carga combinada fría, EA-908 (L.C.). El intercambiador EA-909A/B (L.T.) cuenta con el "bypass" 6" P8914, en donde se encuentra instalada la válvula automática TV-8905B (instalada próxima a la alimentación (L.T.) del intercambiador EA-909A), a través del control del SCD TIC-8905, el cual se encuentra instalado en la línea 6" P8913 de alimentación al reactor DC-901B, y su función es controlar en 122°C la corriente de alimentación a este equipo.

La corriente de H_2/HC parcialmente isomerizada a 122°C y 32.1 Kg/cm^2 man proveniente del intercambiador EA-909A/B (L.T.) se alimenta por la parte superior del segundo reactor (DC-901B), en donde se completa la conversión a producto isomerizado deseada, (70% aproximadamente). El producto de este reactor, se extrae del mismo por la parte inferior, para enviarse al intercambiador de carga combinada fría EA-908 (L.T.) a 123°C y 31.6 Kg/cm^2 man, medidos en el indicador de temperatura del S.C.D. TI-8919 y en el manómetro local PI-8910, ambos



instrumentos instalados en la línea 6" P8912 de salida de producto del reactor DC-901B.

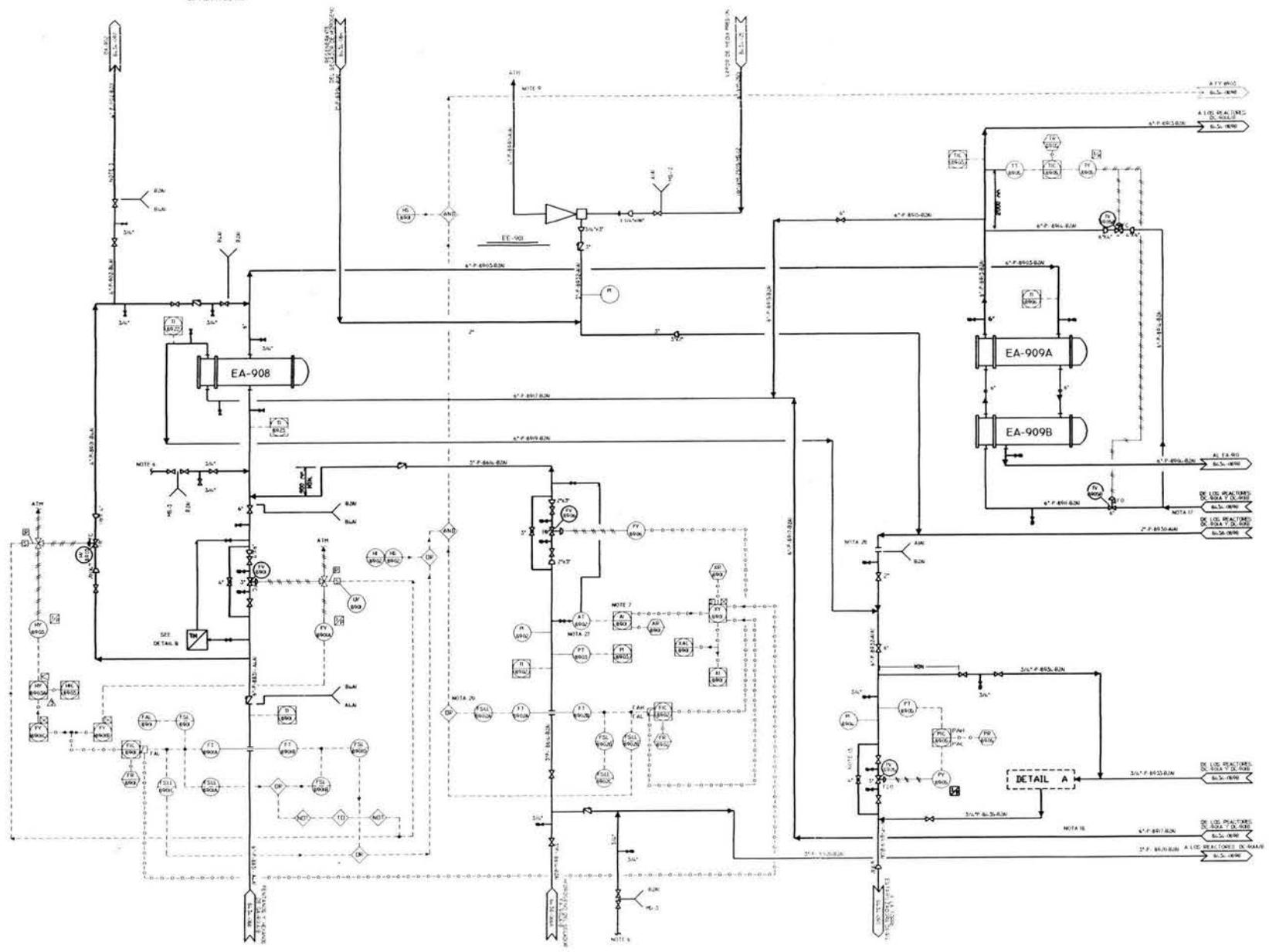
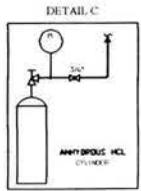
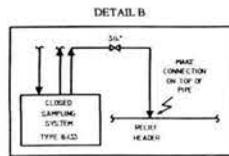
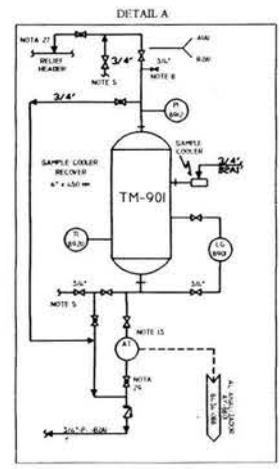
En el intercambiador EA-908 (L.T.) el efluente del reactor DC-901B, cede su calor a la corriente de alimentación proveniente del tanque FA-908; para enfriarse hasta 99°C medidos en el indicador de temperatura de SCD TI-8922. Finalmente la corriente de salida del intercambiador EA-908 (L.T.) se envía hacia la sección de estabilización y lavado cáustico, previo paso por la válvula automática PV-8905 instalada en la línea 6" P8919 en donde adicionalmente se encuentra instalado el manómetro PI-8904. La válvula automática PV-8905 es ajustada desde el S.C.D., por el control PIC-8905 cuyo objetivo es mantener en el intervalo de 36.1 a 30.9 Kg/cm² man la presión de la sección de reacción. Adicionalmente, el control PIC-8905 cuenta con las alarmas por alta y baja presión, configuradas en el S.C.D. PAH-8905 y PAL-8905, respectivamente.

TM-901
 SAMPLE COOLER
 316 SS
 1" DIA
 1' H

EA-908 (330-E5)
 COOL DOWNED FEED
 EXCHANGER
 30" L X 18" DIA
 1" DIA

EE-901 (330-J1)
 EFFLUENT

EA-909 A,B (330-E6)
 HOT DOWNED FEED
 EXCHANGER
 30" L X 18" DIA
 1" DIA

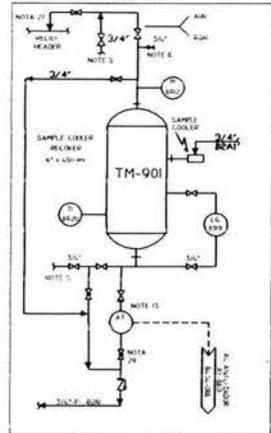


SECCION DE REACCION

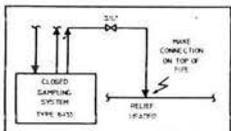
EA-910 (330-E7)

DC-901A/B (330-RIA,B)

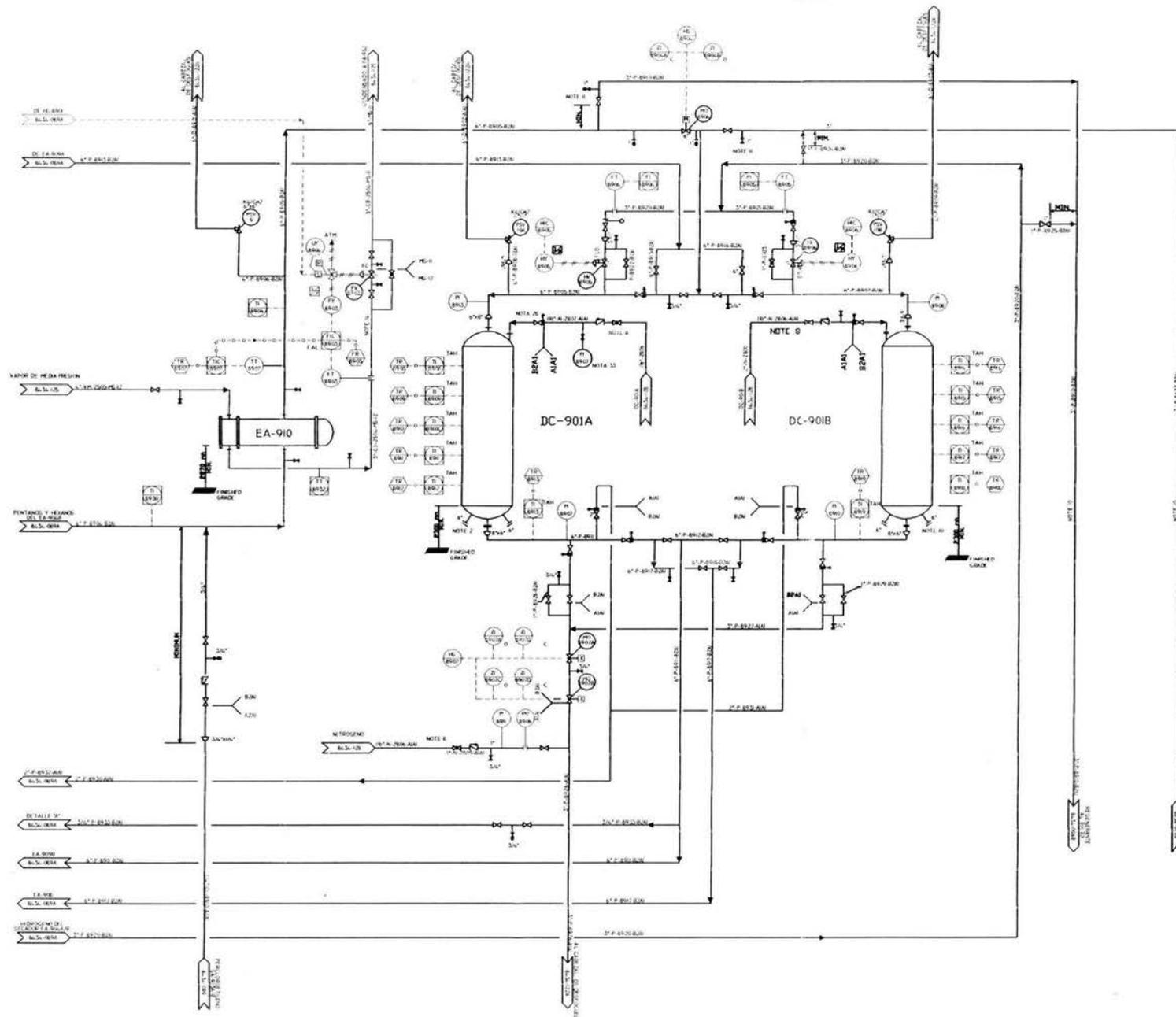
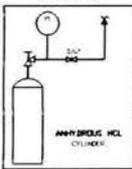
DETAIL A



DETAIL B



DETAIL C





3.4 Memorias de Cálculo del Índice Dow de Fuego y Explosión.

**I. ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN. TANQUE DE BALANCE FA-900.**

AREA/PAIS MÉXICO	DIVISION PEMEX REFINACIÓN	LOCALIDAD SALINA CRUZ, OAX.	FECHA 2001-08-16
SITIO HIDROS-II	UNIDAD DE MANUFACTURA UNIDAD 900, ISOMERIZACIÓN	UNIDAD DE PROCESO 1. TANQUE DE BALANCE DE CARGA, FA-900	
PREPARADO POR: (UNAM) LAURA A. CORTES CEDILLO	APROBADO POR: (UNAM) DR. M. JAVIER CRUZ GOMEZ	EDIFICIO	
REVISADO POR: (UNAM) ING. RAMON GARCÍA PINEDA	ABROBADO POR: (Jefe de planta) ING. GREGORY CATALAN SALGADO	REVISADO POR: (Seguridad y Prevención) ING. GERARDO LOPEZ CRUZ	
MATERIALES EN LA UNIDAD DE PROCESO PENTANO, HEXANO E HIDRÓGENO			
ESTADO DE OPERACIÓN _ DISEÑO _ ARRANQUE <input checked="" type="checkbox"/> OPERACIÓN _ PARO		MATERIAL BASICO PARA EL FACTOR MATERIAL PENTANO	
FACTOR MATERIAL			21
1. Riesgos Generales de Proceso			
			Rango del factor de penalización
			Factor de penalización empleado
Factor Base			1.00
A. Reacciones Químicas Exotérmicas			0.30 a 1.25
B. Procesos Endotérmicos			0.20 a 0.40
C. Manejo y Transferencia de Material			0.25 a 1.05
D. Unidades de Proceso Cerradas o Techadas			0.25 a 0.90
E. Acceso			0.20 a 0.35
F. Drenaje y Control de Derrames			0.25 a 0.50
80'573 gal			
Factor de Riesgos Generales de Proceso (F₁)			2.100
2. Riesgos Especiales de Proceso			
Factor Base			1.00
A. Materiales Tóxicos			0.20 a 0.80
B. Presiones Sub-atmosféricas (<500 mmHg)			0.50
C. Operación Dentro o Cerca del Rango de Inflamabilidad			
_ Inerte <input checked="" type="checkbox"/> No Inerte			
1. Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables			0.50
2. Falla del proceso o Falla en el purgado			0.30
3. Siempre en Rango de Inflamabilidad			0.80
D. Explosiones por Finos			0.25 a 2.00
E. Presión			
Presión de Operación			25.6 psig
Presión de Alivio			96.5 psig
			0.134



F.	Bajas Temperaturas	0.20 a 0.30	0.000
G.	Cantidad de Material Inestable o Inflamable	Cantidad = 62'632 lb. H _c = 19'400 BTU/lb	
1.	Líquidos y gases en proceso		0.000
2.	Líquidos y gases en almacenamiento		0.425
3.	Combustibles sólidos en almacenamiento, finos en proceso		0.000
H.	Corrosión y Erosión	0.10 a 0.75	0.100
I.	Fugas en Juntas y Empaques	0.10 a 1.50	0.100
J.	Uso de Equipo a Fuego Directo		0.000
K.	Sistemas de Intercambio de Calor con Aceite Caliente	0.15 a 1.15	0.000
L.	Equipo Dinámico	0.50	0.500
Factor de Riesgos Específicos de Proceso (F₂)			2.959
Factor de Riesgos de la Unidad de Proceso (F₁ x F₂ = F₃)			6.213
Índice de Fuego y Explosión (F₃ x FM = IF&E)			130.5

FACTORES DE CRÉDITO POR CONTROL DE PÉRDIDAS

1. Factor de Crédito por Control de Proceso (C₁)

Característica	Rango del Factor de Crédito	Factor de Crédito Usado
a. Poder de Emergencia	0.98	1.00
b. Enfriamiento	0.97 a 0.99	1.00
c. Control de Explosión	0.84 a 0.98	0.98
d. Paro de Emergencia	0.96 a 0.99	0.99
e. Control Computarizado	0.93 a 0.99	0.93
f. Gas Inerte	0.94 a 0.96	1.00
g. Procedimientos/ Guías de Operación	0.91 a 0.99	0.92
h. Revisión de Reactivos Químicos	0.91 a 0.98	0.98
i. Otros Análisis de Riesgos.	0.91 a 0.98	0.93
Valor de C ₁		0.756

2. Factor de Crédito por el Aislamiento de Material (C₂)

Característica	Rango del Factor de Crédito	Factor de Crédito Usado
a. Válvulas de Control Remoto	0.96 a 0.98	0.98
b. Vaciado / Desfogue	0.96 a 0.98	0.96
c. Drenaje	0.91 a 0.97	0.94
d. Lógicos de Control	0.98	0.98
Valor de C ₂		0.867

3. Factor de Crédito por Protección Contra-incendio (C₃)

Característica	Rango del Factor de Crédito	Factor de Crédito Usado
a. Detección de Fugas	0.94 a 0.98	0.98
b. Acero Estructural	0.95 a 0.98	0.97
c. Suministro de Agua Contra-incendio	0.94 a 0.97	0.94
d. Sistemas Especiales	0.91	1.00



e. Sistemas de Espreas	0.74 a 0.97	0.97
f. Cortinas de Agua	0.97 a 0.98	0.98
g. Espumas	0.92 a 0.97	1.00
h. Extinguidores de Mano	0.93 a 0.98	0.98
i. Protección de Cables	0.94 a 0.98	0.98
Valor de C_3		0.816

Factor de Crédito por Control de Pérdidas $C_1 \times C_2 \times C_3 =$

SUMARIO DEL ANÁLISIS DE RIESGOS DE LA UNIDAD DE PROCESO

1. Índice de Fuego y Explosión	130.5	
2. Radio de Exposición	33.41 m	
3. Área de Exposición	3'506 m ²	
4. Valor del Área de Exposición		5.087 \$MM
5. Factor de Daño	0.78	
6. Daño Base Máximo Probable a la Propiedad – [4 x 5]		3.968 \$MM
7. Factor de Crédito por Control de Pérdidas	0.535	
8. Daño Real Máximo Probable a la Propiedad – [6 x 7]		2.122 \$MM
9. Días Máximos Probables de Paro de Producción	33 Días	
10. Interrupción de Negocios		8.244 \$MM

Índice Dow de Fuego y Explosión

Unidad 900, Isomerización

1. Tanque FA-900, Sección de Alimentación

1. Determinación del Factor Material

Lista de Materiales en la Unidad de Proceso:

1. Pentano
2. Hexano
3. Hidrógeno

Material Base para el Factor Material

Pentano

Factor Material

FM := 21

2. Determinación del Factor de Riesgos Generales de Proceso

Factor Base

AA1 := 1.00

a) Reacciones Químicas Exotérmicas

AA2 := 0.00

b) Procesos Endotérmicos

AA3 := 0.00

c) Manejo y Transferencia de Material

AA4 := 0.85

d) Unidades de Proceso Cerradas o Techadas

AA5 := 0.00

e) Acceso

AA6 := 0.00

f) Drenaje y Control de Derrames

AA7 := 0.25

n := 1..7

$$FI := \sum_n AA_n$$

FI = 2.1 · 10⁰

Determinación de la Capacidad Máxima del Drenaje

Volumen del recipiente con mayor capacidad de la unidad de proceso (gal)

FA-900 $V1 := 19590\text{gal}$

Volumen del segundo recipiente mayor (gal)

FA-951 $V2 := 9829\text{gal}$

Gasto de agua de contra-incendio (gmp)

$V3 := 2000 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$

$V := V1 + 0.1 \cdot V2 + 30\text{min} \cdot V3$

$V = 80572.9\text{gal}$

3. Determinación del Factor de Riesgos Especiales de Proceso

Factor Base

$BB_1 := 1.00$

a) Materiales Tóxicos

Número de Salud (N_H) del Material Base

$N_h := 1$

$BB_2 := N_h \cdot 0.20$

$BB_2 = 2 \times 10^{-1}$

b) Presiones Sub-Atmosféricas

Presión de Operación (psig)

$PO := 25.6\text{psi}$

$BB_3 := \begin{cases} Pa \leftarrow PO + 1\text{atm} \\ BB_3 \leftarrow 0.50 \text{ if } Pa < 0.658\text{atm} \\ BB_3 \leftarrow 0.00 \text{ otherwise} \end{cases}$

$BB_3 = 0 \times 10^0$

c) Operación Cerca del Rango de Inflamabilidad

1. Almacenamiento de Líquidos Inflamables

$BB_4 := 0.50$

Número de Inflamabilidad (N_F) del Material Base

$N_f := 4$

2. Alteración del Proceso o Falla en el Purgado

$BB_5 := 0.00$

3. Siempre en Rango Inflamable

$BB_6 := 0.00$

d) Explosión por Finos

Aplica o no aplica para la evaluación de riesgos, escriba "s" o "n", asegúrese se usar minúsculas

Apical := "n"

Tamaño de partícula en Micrones

TP := 1000

BB7 := $\left\{ \begin{array}{l} \text{BB7} \leftarrow 0.00 \text{ if Apical} \neq \text{"s"} \\ \text{BB7} \leftarrow 0.25 \text{ if } (TP > 175) \wedge (\text{Apical} = \text{"s"}) \\ \text{BB7} \leftarrow 0.50 \text{ if } (150 < TP \leq 175) \wedge (\text{Apical} = \text{"s"}) \\ \text{BB7} \leftarrow 0.75 \text{ if } 100 < TP \leq 150 \wedge (\text{Apical} = \text{"s"}) \\ \text{BB7} \leftarrow 1.25 \text{ if } 75 < TP \leq 100 \wedge (\text{Apical} = \text{"s"}) \\ \text{BB7} \leftarrow 2.00 \text{ if } TP \leq 75 \wedge (\text{Apical} = \text{"s"}) \end{array} \right.$ BB7 = 0

e) Presión de Operación

Presión de alivio (pisg)

PA := 96.5-psi

$xo := \left\{ \begin{array}{l} xo \leftarrow 0.86 \text{ if } 1000\text{-psi} < PO \leq 1500\text{-psi} \\ xo \leftarrow 0.92 \text{ if } 1500\text{-psi} < PO \leq 2000\text{-psi} \\ xo \leftarrow 0.96 \text{ if } 2000\text{-psi} < PO \leq 2500\text{-psi} \\ xo \leftarrow 0.98 \text{ if } 2500\text{-psi} < PO \leq 3000\text{-psi} \\ xo \leftarrow 1.00 \text{ if } 3000\text{-psi} < PO \leq 10000\text{-psi} \\ xo \leftarrow 1.5 \text{ if } 10000\text{-psi} < PO \\ xo \leftarrow \left[0.16109 + 1.61503 \cdot \left(\frac{PO}{1000\text{psi}} \right) - 1.42879 \cdot \left(\frac{PO}{1000\text{psi}} \right)^2 + 0.5172 \cdot \left(\frac{PO}{1000\text{psi}} \right)^3 \right] \text{ if } PO \leq 1000\text{psi} \end{array} \right.$

$$xo = 2.015 \times 10^{-1}$$

$xa := \left\{ \begin{array}{l} xa \leftarrow 0.86 \text{ if } 1000\text{-psi} < PA \leq 1500\text{-psi} \\ xa \leftarrow 0.92 \text{ if } 1500\text{-psi} < PA \leq 2000\text{-psi} \\ xa \leftarrow 0.96 \text{ if } 2000\text{-psi} < PA \leq 2500\text{-psi} \\ xa \leftarrow 0.98 \text{ if } 2500\text{-psi} < PA \leq 3000\text{-psi} \\ xa \leftarrow 1.00 \text{ if } 3000\text{-psi} < PA \leq 10000\text{-psi} \\ xa \leftarrow 1.5 \text{ if } 10000\text{-psi} < PA \\ xa \leftarrow \left[0.16109 + 1.61503 \cdot \left(\frac{PA}{1000\text{psi}} \right) - 1.42879 \cdot \left(\frac{PA}{1000\text{psi}} \right)^2 + 0.5172 \cdot \left(\frac{PA}{1000\text{psi}} \right)^3 \right] \text{ if } PA \leq 1000\text{psi} \end{array} \right.$

$$xa = 3.041 \times 10^{-1}$$

Condiciones especiales

- 1. Material altamente viscoso, "s" o "n" Co1 := "n"
- 2. Gases comprimidos o líquidos inflamables presurizados con cualquier gas por arriba de las 15 psig, "s" o "n" Co2 := "n"
- 3. Gases inflamables licuados, "s" o "n" Co3 := "n"

$$fc := \begin{cases} fc \leftarrow 1.0 \\ fc \leftarrow 0.7 \text{ if } Co1 = "s" \\ fc \leftarrow 1.2 \text{ if } Co2 = "s" \\ fc \leftarrow 1.3 \text{ if } Co3 = "s" \end{cases} \quad fc = 1 \times 10^0$$

$$BBg := xo \cdot fc \cdot \frac{xo}{xa}$$

$$BBg = 1.335 \times 10^{-1}$$

f) Baja Temperatura

$$BBg = 0.00$$

g) Cantidad de Material Inestable o Inflamable

Cantidad de material en libras: m := 62631.668·lb

Calor de combustión del material: Hc := 19400 · $\frac{BTU}{lb}$

- 1. Líquidos o Gases en Proceso, "s" o "n" Co4 := "n"

$$x := m \cdot \frac{Hc}{BTU \cdot 10^9}$$

$$y1 := 10^{(0.17179+0.42988 \cdot \log(x)-0.37244 \cdot \log(x)^2+0.17712 \cdot \log(x)^3-0.029984 \cdot \log(x)^4)}$$

- 2. Líquidos y Gases Almacenados, "s" o "n" Co5 := "s"

Seleccione la opción adecuada

- 2.1 Gases licuados, "s" o "n" Co6 := "n"
- 2.2 Líquidos inflamables, clase I, "s" o "n" Co7 := "s"
- 2.3 Líquidos Combustible, clase II, "s" o "n" Co8 := "n"

$$y21 := 10^{[-0.289069+0.472171 \cdot \log(x)-0.074585 \cdot (\log(x))^2-0.018641 \cdot (\log(x))^3]}$$

$$y22 := 10^{[-0.403115+0.378703 \cdot \log(x)-0.046402 \cdot (\log(x))^2-0.015379 \cdot (\log(x))^3]}$$

$$y23 := 10^{[-0.558394+0.363321 \cdot \log(x)-0.057296 \cdot (\log(x))^2-0.010759 \cdot (\log(x))^3]}$$

$$y2 := \begin{cases} y21 & \text{if } Co6 = "s" \\ y22 & \text{if } Co7 = "s" \\ y23 & \text{if } Co8 = "s" \end{cases}$$

3. Sólidos Combustibles en Proceso o Almacenamiento, "s" o "n"

$$Co9 := "n"$$

$$\text{densidad del material} \quad \rho := 1 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Volumen de sólido} \quad vs := 1 \cdot \text{ft}^3$$

$$x := vs \cdot \frac{\rho}{\text{lb} \cdot 10^6}$$

$$y31 := 10^{(0.280423 + 0.464559 \cdot \log(x) - 0.28291 \cdot \log(x)^2 + 0.066218 \cdot \log(x)^3)}$$

$$y32 := 10^{(-0.358311 + 0.459926 \cdot \log(x) - 0.141022 \cdot \log(x)^2 + 0.02276 \cdot \log(x)^3)}$$

$$y3 := \begin{cases} y31 & \text{if } \rho \leq 10 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\ y32 & \text{if } \rho > 10 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \end{cases}$$

$$BB10 := \begin{cases} y1 & \text{if } Co4 = "s" \\ y2 & \text{if } Co5 = "s" \\ y3 & \text{if } Co9 = "s" \end{cases}$$

$$BB10 = 4.252 \times 10^{-1}$$

h) Corrosión y Erosión

Escriba la razón de corrosión en mm/año

$$rc := 0.03 \cdot \frac{\text{mm}}{\text{yr}}$$

$$BB11 := \begin{cases} 0.10 & \text{if } rc < 0.127 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} \\ 0.20 & \text{if } 0.254 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} > rc \geq 0.127 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} \\ 0.50 & \text{if } rc \geq 0.254 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} \end{cases}$$

$$BB11 = 1 \times 10^{-1}$$

i) Fugas en Juntas y Empaques

j) Uso de Equipo a Fuego Directo

Distancia de la fuga al equipo a fuego directo en ft $d := 0$

$$BB12 := 0.10$$

Curva 1: Para material arriba de su punto flash, o sólidos combustibles, "s" o "n" curva1 := "n"

Curva 2: Para material sobre su punto de ebullición "s" o "n" curva2 := "n"

$$A1 := 10^{-\left[-3.3243 \cdot \left(\frac{d}{210}\right) + 3.75127 \cdot \left(\frac{d}{210}\right)^2 - 1.42523 \cdot \left(\frac{d}{210}\right)^3\right]}$$

$$A2 := 10^{-\left[-0.3745 \cdot \left(\frac{d}{210}\right) - 2.70212 \cdot \left(\frac{d}{210}\right)^2 + 2.09171 \cdot \left(\frac{d}{210}\right)^3\right]}$$

$$BB_{13} := \begin{cases} 0.0 & \\ A1 & \text{if curva1} = "s" \\ A2 & \text{if curva2} = "s" \end{cases}$$

$$BB_{13} = 0 \times 10^0$$

k) Sistema de Intercambio de Calor con Aceite Caliente

$$BB_{14} = 0.00$$

l) Equipo Dinámico

$$BB_{15} = 0.50$$

i := 1..15

$$F2 := \sum_i BB_i$$

$$F2 = 2.959 \times 10^0$$

4. Factor de Riesgos de la Unidad de Proceso

$$F3 := F1 - F2$$

$$F3 = 6.213 \times 10^0$$

5. Índice de Fuego y Explosión

$$IFE := FM - F3$$

$$IFE = 1.305 \times 10^2$$

$$\text{Grado} := \begin{cases} \text{"Ligero"} & \text{if } IFE \leq 60 \\ \text{"Moderado"} & \text{if } 96 \geq IFE > 60 \\ \text{"Intermedio"} & \text{if } 127 \geq IFE > 96 \\ \text{"Alto"} & \text{if } 158 \geq IFE > 127 \\ \text{"Severo"} & \text{if } 158 < IFE \end{cases}$$

$$\text{Grado} = \text{"Alto"}$$

Factores de Crédito por Control de Pérdidas

1. Factor de Crédito por Control de Proceso (C1)

a. Poder de Emergencia

$$CC_1 := 1.00$$

b. Enfriamiento

$$CC_2 := 1.00$$

c. Control de Explosión

$$CC_3 := 0.98$$

d. Paro de Emergencia

$$CC_4 := 0.99$$

e. Control Computarizado

$$CC_5 := 0.93$$

f. Gas Inerte

$$CC_6 := 1.00$$

g. Procedimientos o guías de Operación

$$CC_7 := 0.92$$

h. Revisión de Reactivos Químicos

$$CC_8 := 0.98$$

i. Otros Análisis de Riesgos

$$CC_9 := 0.93$$

$j := 1..9$

$$C1 := \prod_j CC_j$$

$$C1 = 7.566 \times 10^{-1}$$

2. Factor de Crédito por Aislamiento de Material (C2)

a. Válvulas de Control Remoto

$$DD_1 := 0.98$$

b. Vaciado / Desfogue

$$DD_2 := 0.96$$

c. Drenaje

$$DD_3 := 0.94$$

d. Lógicos de Control

$$DD_4 := 0.98$$

$j := 1..4$

$$C2 := \prod_j DD_j$$

$$C2 = 8.667 \times 10^{-1}$$

3. Factor de Crédito por Protección Contra-Incendio (C3)

a. Detección de Fugas

$$EE_1 := 0.98$$

b. Acero Estructural

$$EE_2 := 0.97$$

c. Suministro de Agua Contra-Incendio

$$EE_3 := 0.94$$

d. Sistemas Especiales

$$EE_4 := 1.00$$

e. Sistemas de Espreas

$$EE_5 := 0.97$$

f. Cortinas de Agua

$$EE_6 := 0.98$$

g. Espumas

$$EE_7 := 1.00$$

h. Extinguidores de Mano o Monitores

$$EE_8 := 0.98$$

i. Protección de Cables

$$EE_9 := 0.98$$

$j := 1..9$

$$C3 := \prod_j EE_j$$

$$C3 = 8.158 \times 10^{-1}$$

Factor de Crédito por Control de Pérdidas

$$CP := C1 \cdot C2 \cdot C3$$

$$CP = 5.349 \times 10^{-1}$$

Sumario del Análisis de Riesgos de la Unidad de Proceso

Índice de Fuego y Explosión

$$IFE = 1.305 \times 10^2$$

Radio de Exposición

$$R := IFE \cdot 0.84 \hat{r}$$

$$R = 3.341 \times 10^1 \text{ m}$$

Área de Exposición (VER DIAGRAMA FQ-346-DOW-01)

$$A := \pi \cdot R^2$$

$$A = 3.506 \times 10^3 \text{ m}^2$$

Valor del Área de Exposición (en dólares del 2000)

$$VR := 5.087 \times 10^6$$

Factor de Daño

$$FD := 0.78$$

$$F3 = 6.213 \times 10 \text{ FM} = 2.1 \times 10^1$$

Daño Base Máximo Probable a la Propiedad (DBMPP)

$$DBMPP := VR \cdot FD$$

$$DBMPP = 3.968 \times 10^6$$

Factor de Crédito Por Control de Pérdidas

$$CP = 5.349 \times 10^{-1}$$

Daño Real Máximo Probable a la Propiedad (DRMPP)

$$DRMPP := DBMPP \cdot CP$$

$$DRMPP = 2.122 \times 10^6$$

Días Máximos Probables Fuera de Operación

1. La unidad es de difícil reemplazo, "s" o "n"

$$Co10 := "n"$$

2. La unidad es promedio, "s" o "n"

$$Co11 := "s"$$

3. La unidad es de fácil reemplazo, "s" o "n"

$$Co12 := "n"$$

$$DF1 := 10^{\left(1.550233 + 0.598416 \cdot \log\left(\frac{DRMPP}{10^6}\right)\right)}$$

$$DF2 := 10^{\left(1.325132 + 0.592471 \cdot \log\left(\frac{DRMPP}{10^6}\right)\right)}$$

$$DF3 := 10^{\left(1.045515 + 0.610426 \cdot \log\left(\frac{DRMPP}{10^6}\right)\right)}$$

$$DF := \begin{cases} DF1 & \text{if } Co10 = "s" \\ DF2 & \text{if } Co11 = "s" \\ DF3 & \text{if } Co12 = "s" \end{cases}$$

$$DF = 33.019$$

Interrupción de Negocios

Producción Mensual

$$VPM := 1.070 \times 10^7$$

$$IN := \left(\frac{DF}{30}\right) \cdot VPM \cdot 0.7$$

$$IN = 8.244 \times 10^6$$

**2. ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN. REACTOR DC-901.**

AREA/PAIS MÉXICO	DIVISIÓN PEMEX REFINACIÓN	LOCALIDAD SALINA CRUZ, OAX.	FECHA 2001-08-16
SITIO HIDROS-II		UNIDAD DE MANUFACTURA UNIDAD 900, ISOMERIZACIÓN	UNIDAD DE PROCESO 2. REACTORES DE ISOMERIZACIÓN DC-901 A & B
PREPARADO POR (UNAM) LAURA A. CORTES CEDILLO		APROBADO POR (UNAM) DR. M. JAVIER CRUZ GOMEZ	EDIFICIO
REVISADO POR (UNAM) ING. RAMÓN GARCÍA PINEDA		ABROBADO POR (Jefe de la planta) ING. GREGORY CATALAN SALGADO	REVISADO POR: (Seguridad y Prevención) ING. GERARDO LOPEZ CRUZ
MATERIALES EN LA UNIDAD DE PROCESO PENTANO, HEXANO, HIDRÓGENO, ISOPENTANO, CICLOPENTANO, 3-METILPENTANO, PERCLOROETILENO			
ESTADO DE OPERACIÓN <input type="checkbox"/> DISEÑO <input type="checkbox"/> ARRANQUE <input checked="" type="checkbox"/> OPERACIÓN <input type="checkbox"/> PARO		MATERIAL BÁSICO PARA EL FACTOR MATERIAL ISOPENTANO	
FACTOR MATERIAL			21
I. Riesgos Generales de Proceso		Rango del factor de penalización	Factor de penalización empleado
Factor Base		1.00	1.000
G. Reacciones Químicas Exotérmicas		0.30 a 1.25	0.300
H. Procesos Endotérmicos		0.20 a 0.40	0.000
I. Manejo y Transferencia de Material		0.25 a 1.05	0.000
J. Unidades de Proceso Cerradas o Techadas		0.25 a 0.90	0.000
K. Acceso		0.20 a 0.35	0.000
L. Drenaje y Control de Derrames		20'598 gal. 0.25 a 0.50	0.250
Factor de Riesgos Generales de Proceso (F_I)			1.550
2. Riesgos Especiales de Proceso			
Factor Base		1.00	1.000
M. Materiales Tóxicos		0.20 a 0.80	0.400
N. Presiones Sub-atmosféricas (<500 mmHg)		0.50	0.000
O. Operación Dentro o Cerca del Rango de Inflamabilidad		<input type="checkbox"/> Inerte <input checked="" type="checkbox"/> No Inerte	
1. Tanques de almacenamiento de líquidos inflamables		0.50	0.500
2. Falla del proceso o Falla en el purgado		0.30	0.300
3. Siempre en Rango de Inflamabilidad		0.80	0.000
P. Explosiones por Finos		0.25 a 2.00	0.000
Q. Presión		Presión de Operación 476.37 psig	
		Presión de Alivio 539.6 psig	0.754



R. Bajas Temperaturas	0.20 a 0.30	0.000
S. Cantidad de Material Inestable o Inflamable	Cantidad 44'676 lb. H _c = 21'000 BTU/lb	
1. Líquidos y gases en proceso		1.484
2. Líquidos y gases en almacenamiento		0.000
3. Combustibles sólidos en almacenamiento, finos en proceso		0.000
T. Corrosión y Erosión	0.10 a 0.75	0.100
U. Fugas en Juntas y Empaques	0.10 a 1.50	0.100
V. Uso de Equipo a Fuego Directo		0.000
W. Sistemas de Intercambio de Calor con Aceite Caliente	0.15 a 1.15	0.000
X. Equipo Dinámico	0.50	0.500
Factor de Riesgos Específicos de Proceso (F₂)		5.138
Factor de Riesgos de la Unidad de Proceso (F₁ x F₂ = F₃)		7.964
Índice de Fuego y Explosión (F₃ x FM = IF&E)		167

**FACTORES DE CRÉDITO POR CONTROL DE PÉRDIDAS**4. Factor de Crédito por Control de Proceso (C_1)

Característica	Rango del Factor de Crédito	Factor de Crédito Usado
j. Poder de Emergencia	0.98	0.98
k. Enfriamiento	0.97 a 0.99	0.99
l. Control de Explosión	0.84 a 0.98	0.98
m. Paro de Emergencia	0.96 a 0.99	0.96
n. Control Computarizado	0.93 a 0.99	0.93
o. Gas Inerte	0.94 a 0.96	1.00
p. Procedimientos/ Guías de Operación	0.91 a 0.99	0.92
q. Revisión de Reactivos Químicos	0.91 a 0.98	0.98
r. Otros Análisis de Riesgos.	0.91 a 0.98	0.93
Valor de C_1		0.712

5. Factor de Crédito por el Aislamiento de Material (C_2)

Característica	Rango del Factor de Crédito	Factor de Crédito Usado
e. Válvulas de Control Remoto	0.96 a 0.98	0.98
f. Vaciado / Desfogue	0.96 a 0.98	0.96
g. Drenaje	0.91 a 0.97	0.94
h. Lógicos de Control	0.98	0.98
Valor de C_2		0.867

6. Factor de Crédito por Protección Contra-incendio (C_3)

Característica	Rango del Factor de Crédito	Factor de Crédito Usado
j. Detección de Fugas	0.94 a 0.98	0.98
k. Acero Estructural	0.95 a 0.98	0.98
l. Suministro de Agua Contra-incendio	0.94 a 0.97	0.94
m. Sistemas Especiales	0.91	1.00
n. Sistemas de Espreas	0.74 a 0.97	1.00
o. Cortinas de Agua	0.97 a 0.98	0.98
p. Espumas	0.92 a 0.97	1.00
q. Extinguidores de Mano	0.93 a 0.98	0.98
r. Protección de Cables	0.94 a 0.98	0.98
Valor de C_3		0.850

Factor de Crédito por Control de Pérdidas $C_1 \times C_2 \times C_3 =$

SUMARIO DEL ANÁLISIS DE RIESGOS DE LA UNIDAD DE PROCESO

11. Índice de Fuego y Explosión	167	
12. Radio de Exposición	42.8 m	
13. Área de Exposición	5760.32 m ²	
14. Valor del Área de Exposición		9.876 \$MM
15. Factor de Daño	0.84	
16. Daño Base Máximo Probable a la Propiedad – [4 x 5]		8.296 \$MM
17. Factor de Crédito por Control de Pérdidas	0.524	
18. Daño Real Máximo Probable a la Propiedad – [6 x 7]		4.348 \$MM
19. Días Máximos Probables de Paro de Producción	51 Días	
20. Interrupción de Negocios		12.61 \$MM

Índice Dow de Fuego y Explosión

Unidad 900, Isomerización

2. Reactores DC-901 A&B, Sección de Reacción

1. Determinación del Factor Material

Lista de Materiales en la Unidad de Proceso:

1. Pentano
2. Hexano
3. Hidrógeno
4. Isopentano
5. Ciclopentano
6. 3-Metilpentano
7. Percloroetileno

Material Base para el Factor Material

Isopentano

Factor Material

FM := 21

2. Determinación del Factor de Riesgos Generales de Proceso

Factor Base

AA1 := 1.00

a) Reacciones Químicas Exotérmicas

AA2 := 0.30

b) Procesos Endotérmicos

AA3 := 0.00

c) Manejo y Transferencia de Material

AA4 := 0.00

d) Unidades de Proceso Cerradas o Techadas

AA5 := 0.00

e) Acceso

AA6 := 0.00

f) Drenaje y Control de Derrames

AA7 := 0.00

n := 1..7

$$FI := \sum_n AA_n$$

FI = 1.3

Determinación de la Capacidad Máxima del Drenaje

Volumen del recipiente con mayor capacidad de la unidad de proceso (gal)

Reactores DC-901 A&B $V1 := 13743 \text{ gal}$

Volumen del segundo recipiente mayor (gal)

Tanque FA-908 $V2 := 8551.681 \text{ gal}$

Gasto de agua de contra-incendio (gmp)

$$V3 := 200 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

$$V := V1 + 0.1 \cdot V2 + 30 \text{min} \cdot V3$$

$$V = 20598.168 \text{ gal}$$

3. Determinación del Factor de Riesgos Especiales de Proceso

Factor Base

$$BB1 := 1.00$$

a) Materiales Tóxicos

Número de Salud (N_h) del Material Base (percloroetileno)

$$N_h := 2$$

$$BB2 := N_h \cdot 0.20$$

$$BB2 = 0.4$$

b) Presiones Sub-Atmosféricas

Presión de Operación (psig)

$$PO := 476.37 \text{ psi}$$

$$BB3 := \begin{cases} Pa \leftarrow PO + 1 \text{ atm} \\ BB3 \leftarrow 0.50 & \text{if } Pa < 0.658 \text{ atm} \\ BB3 \leftarrow 0.00 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$BB3 = 0$$

c) Operación Cerca del Rango de Inflamabilidad

1. Almacenamiento de Líquidos Inflamables

$$BB4 := 0.30$$

Número de Inflamabilidad (N_f) del Material Base

$$N_f := 4$$

2. Alteración del Proceso o Falla en el Purgado

$$BB5 := 0.30$$

3. Siempre en Rango Inflamable

$$BB6 := 0.00$$

d) Explosión por Finos

Aplica o no aplica para la evaluación de riesgos, escriba "s" o "n", asegúrese se usar minúsculas

Apical := "n"

Tamaño de partícula en Micrones

TP := 1000

BB7 :=	BB7 ← 0.00 if Apical ≠ "s" BB7 ← 0.25 if (TP > 175) ∧ (Apical = "s") BB7 ← 0.50 if (150 < TP ≤ 175) ∧ (Apical = "s") BB7 ← 0.75 if 100 < TP ≤ 150 ∧ (Apical = "s") BB7 ← 1.25 if 75 < TP ≤ 100 ∧ (Apical = "s") BB7 ← 2.00 if TP ≤ 75 ∧ (Apical = "s")	BB7 = 0
--------	---	---------

e) Presión de Operación

Presión de alivio (psig)

PA := 539.6 psi

xo :=	xo ← 0.86 if 1000·psi < PO ≤ 1500·psi xo ← 0.92 if 1500·psi < PO ≤ 2000·psi xo ← 0.96 if 2000·psi < PO ≤ 2500·psi xo ← 0.98 if 2500·psi < PO ≤ 3000·psi xo ← 1.00 if 3000·psi < PO ≤ 10000·psi xo ← 1.5 if 10000·psi < PO xo ← $\left[0.16109 + 1.61503 \cdot \left(\frac{PO}{1000\text{psi}} \right) - 1.42879 \cdot \left(\frac{PO}{1000\text{psi}} \right)^2 + 0.5172 \cdot \left(\frac{PO}{1000\text{psi}} \right)^3 \right]$ if PO ≤ 1000psi	xo = 0.662
-------	---	------------

xa :=	xa ← 0.86 if 1000·psi < PA ≤ 1500·psi xa ← 0.92 if 1500·psi < PA ≤ 2000·psi xa ← 0.96 if 2000·psi < PA ≤ 2500·psi xa ← 0.98 if 2500·psi < PA ≤ 3000·psi xa ← 1.00 if 3000·psi < PA ≤ 10000·psi xa ← 1.5 if 10000·psi < PA xa ← $\left[0.16109 + 1.61503 \cdot \left(\frac{PA}{1000\text{psi}} \right) - 1.42879 \cdot \left(\frac{PA}{1000\text{psi}} \right)^2 + 0.5172 \cdot \left(\frac{PA}{1000\text{psi}} \right)^3 \right]$ if PA ≤ 1000psi	xa = 0.698
-------	---	------------

Condiciones especiales

- | | |
|---|------------|
| 1. Material altamente viscoso, "s" o "n" | Co1 := "n" |
| 2. Gases comprimidos o líquidos inflamables presurizados con cualquier gas por arriba de las 15 psig, "s" o "n" | Co2 := "s" |
| 3. Gases inflamables licuados, "s" o "n" | Co3 := "n" |

$$fc := \begin{cases} fc \leftarrow 1.0 \\ fc \leftarrow 0.7 \text{ if } Co1 = "s" \\ fc \leftarrow 1.2 \text{ if } Co2 = "s" \\ fc \leftarrow 1.3 \text{ if } Co3 = "s" \end{cases} \quad fc = 1.2$$

$$BB8 := x_o \cdot fc \cdot \frac{x_o}{x_a} \quad BB8 = 0.754$$

f) Baja Temperatura

$$BB9 := 0.00$$

g) Cantidad de Material Inestable o Inflamable

Cantidad de material en libras: $m := 44675.89 \text{ lb}$

Calor de combustión del material: $H_c := 21000 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$

- | | |
|---|------------|
| 1. Líquidos o Gases en Proceso, "s" o "n" | Co4 := "s" |
|---|------------|

$$x := m \cdot \frac{H_c}{\text{BTU} \cdot 10^9}$$

$$y1 := 10^{(0.17179 + 0.42988 \cdot \log(x) - 0.37244 \cdot \log(x)^2 + 0.17712 \cdot \log(x)^3 - 0.029984 \cdot \log(x)^4)}$$

- | | |
|--|------------|
| 2. Líquidos y Gases Almacenados, "s" o "n" | Co5 := "n" |
|--|------------|

Seleccione la opción adecuada

- | | |
|---|------------|
| 2.1 Gases licuados, "s" o "n" | Co6 := "n" |
| 2.2 Líquidos Inflamables, clase I, "s" o "n" | Co7 := "n" |
| 2.3 Líquidos Combustible, clase II, "s" o "n" | Co8 := "n" |

$$y21 := 10^{[-0.289069 + 0.472171 \cdot \log(x) - 0.074585 \cdot (\log(x))^2 - 0.018641 \cdot (\log(x))^3]}$$

$$y22 := 10^{[-0.403115 + 0.378703 \cdot \log(x) - 0.046402 \cdot (\log(x))^2 - 0.015379 \cdot (\log(x))^3]}$$

$$y23 := 10^{[-0.558394 + 0.363321 \cdot \log(x) - 0.057296 \cdot (\log(x))^2 - 0.010759 \cdot (\log(x))^3]}$$

$$y2 := \begin{cases} y21 & \text{if } Co6 = "s" \\ y22 & \text{if } Co7 = "s" \\ y23 & \text{if } Co8 = "s" \end{cases}$$

3. Sólidos Combustibles en Proceso o Almacenamiento, "s" o "n"

densidad del material

$$\rho := 1.0 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Co9 := "n"$$

Volumen de sólido

$$vs := 1.0 \text{ ft}^3$$

$$x = 0.938$$

$$x := vs \cdot \frac{\rho}{\text{lb} \cdot 10^6}$$

$$y31 := 10^{(0.280423 - 0.464559 \cdot \log(x) - 0.28291 \cdot \log(x)^2 + 0.066218 \cdot \log(x)^3)}$$

$$y32 := 10^{(-0.358311 - 0.459926 \cdot \log(x) - 0.141022 \cdot \log(x)^2 + 0.02276 \cdot \log(x)^3)}$$

$$y3 := \begin{cases} y31 & \text{if } \rho \leq 10 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\ y32 & \text{if } \rho > 10 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \end{cases}$$

$$BB_{10} := \begin{cases} y1 & \text{if } Co4 = "s" \\ y2 & \text{if } Co5 = "s" \\ y3 & \text{if } Co9 = "s" \end{cases}$$

$$BB_{10} = 1.484$$

h) Corrosión y Erosión

Escriba la razón de corrosión en mm/año

$$rc := 0.05 \frac{\text{mm}}{\text{yr}}$$

$$BB_{11} := \begin{cases} 0.10 & \text{if } rc < 0.127 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} \\ 0.20 & \text{if } 0.254 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} > rc \geq 0.127 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} \\ 0.50 & \text{if } rc \geq 0.254 \frac{\text{mm}}{\text{yr}} \end{cases}$$

$$BB_{11} = 0.1$$

i) Fugas en Juntas y Empaques

$$BB_{12} := 0.10$$

j) Uso de Equipo a Fuego Directo

Distancia de la fuga al equipo a fuego directo

$$d := 0$$

Curva 1: Para material arriba de su punto flash, o sólidos combustibles, "s" o "n"

$$\text{curva1} := "n"$$

Curva 2: Para material sobre su punto de ebullición. "s" o "n"

$$\text{curva2} := "n"$$

$$A1 := 10^{-\left[-3.3243 \left(\frac{d}{210} \right) + 3.75127 \left(\frac{d}{210} \right)^2 - 1.42523 \left(\frac{d}{210} \right)^3 \right]}$$

$$A2 := 10^{-\left[-0.3745 \left(\frac{d}{210} \right) - 2.70212 \left(\frac{d}{210} \right)^2 + 2.09171 \left(\frac{d}{210} \right)^3 \right]}$$

$$BB_{13} := \begin{cases} A1 & \text{if curva1} = "s" \\ A2 & \text{if curva2} = "s" \end{cases}$$

$$BB_{13} = 0$$

k) Sistema de Intercambio de Calor con Aceite Caliente

$$BB_{14} := 0.00$$

l) Equipo Dinámico

$$BB_{15} := 0.50$$

$$i := 1..15$$

$$F2 := \sum_i BB_i$$

$$F2 = 4.938$$

4. Factor de Riesgos de la Unidad de Proceso

$$F3 := F1 \cdot F2$$

$$F3 = 6.42$$

5. Índice de Fuego y Explosión

$$IFE := FM \cdot F3$$

$$IFE = 134.81$$

$$\text{Grado} := \begin{cases} \text{"Ligero"} & \text{if } IFE \leq 60 \\ \text{"Moderado"} & \text{if } 96 \geq IFE > 60 \\ \text{"Intermedio"} & \text{if } 127 \geq IFE > 96 \\ \text{"Pesado"} & \text{if } 158 \geq IFE > 127 \\ \text{"Severo"} & \text{if } 158 < IFE \end{cases}$$

$$\text{Grado} = \text{"Pesado"}$$

Factores de Crédito por Control de Pérdidas

1. Factor de Crédito por Control de Proceso (C1)

a. Poder de Emergencia

$$CC_1 := 0.98$$

b. Enfriamiento

$$CC_2 := 0.99$$

c. Control de Explosión

$$CC_3 := 0.98$$

d. Paro de Emergencia	CC ₄ := 0.96
e. Control Computarizado	CC ₅ := 0.93
f. Gas Inerte	CC ₆ := 1.00
g. Procedimientos o guías de Operación	CC ₇ := 0.92
h. Revisión de Reactivos Químicos	CC ₈ := 0.98
i. Otros Análisis de Riesgos	CC ₉ := 0.93
j := 1..9	
$C1 := \prod_j CC_j$	C1 = 0.712

2. Factor de Crédito por Aislamiento de Material (C2)

a. Válvulas de Control Remoto	DD ₁ := 0.98
b. Vaciado / Desfogue	DD ₂ := 0.96
c. Drenaje	DD ₃ := 0.94
d. Lógicos de Control	DD ₄ := 0.98
j := 1..4	
$C2 := \prod_j DD_j$	C2 = 0.867

3. Factor de Crédito por Protección Contra-Incendio (C3)

a. Detección de Fugas	EE ₁ := 0.98
b. Acero Estructural	EE ₂ := 0.98
c. Suministro de Agua Contra-Incendio	EE ₃ := 0.94
d. Sistemas Especiales	EE ₄ := 1.00
e. Sistemas de Espreas	EE ₅ := 1.00
f. Cortinas de Agua	EE ₆ := 0.98
g. Espumas	EE ₇ := 1.00
h. Extinguidores de Mano o Monitores	EE ₈ := 0.98
i. Protección de Cables	EE ₉ := 0.98
j := 1..9	
$C3 := \prod_j EE_j$	C3 = 0.85

Factor de Crédito por Control de Pérdidas

CP := C1·C2·C3	CP = 0.524
----------------	------------

Sumario del Análisis de Riesgos de la Unidad de Proceso

Índice de Fuego y Explosión

$$\text{IFE} = 134.81$$

Radio de Exposición

$$R := \text{IFE} \cdot 0.84 \text{ft}$$

$$R = 34.516 \text{m}$$

Área de Exposición

$$A := \pi \cdot R^2$$

$$A = 3742.7 \text{m}^2$$

Valor del Área de Exposición (en dólares del 2000)

$$\text{VR} := 9.876 \times 10^6$$

Factor de Daño

$$\text{FD} := 0.84$$

$$\text{F3} = 6.42$$

$$\text{FM} = 21$$

Daño Base Máximo Probable a la Propiedad (DBMPP)

$$\text{DBMPP} := \text{VR} \cdot \text{FD}$$

$$\text{DBMPP} = 8.296 \times 10^6$$

Factor de Crédito Por Control de Pérdidas

$$\text{CP} = 0.524$$

Daño Real Máximo Probable a la Propiedad (DRMPP)

$$\text{DRMPP} := \text{DBMPP} \cdot \text{CP}$$

$$\text{DRMPP} = 4.348 \times 10^6$$

Días Máximos Probables Fuera de Operación

1. La unidad es de difícil reemplazo, "s" o "n"

$$\text{Co10} := "n"$$

2. La unidad es promedio, "s" o "n"

$$\text{Co11} := "s"$$

3. La unidad es de fácil reemplazo, "s" o "n"

$$\text{Co12} := "n"$$

$$\text{DF1} := 10^{\left(1.550233 + 0.598416 \cdot \log\left(\frac{\text{DRMPP}}{10^6}\right)\right)}$$

$$\text{DF2} := 10^{\left(1.325132 + 0.592471 \cdot \log\left(\frac{\text{DRMPP}}{10^6}\right)\right)}$$

$$\text{DF3} := 10^{\left(1.045515 + 0.631426 \cdot \log\left(\frac{\text{DRMPP}}{10^6}\right)\right)}$$

$$\text{DF} := \begin{cases} \text{DF1} & \text{if Co10} = "s" \\ \text{DF2} & \text{if Co11} = "s" \\ \text{DF3} & \text{if Co12} = "s" \end{cases}$$

$$\text{DF} = 50.502$$

Interrupción de Negocios

Producción Mensual

$$\text{VPM} := 1.07 \times 10^7$$

$$\text{IN} := \left(\frac{\text{DF}}{30}\right) \cdot \text{VPM} \cdot 0.7$$

$$\text{IN} = 1.261 \times 10^7$$



3.5 Memorias de Cálculo del Índice Mond de Fuego Explosión y Toxicidad.



1. SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN.

Índice Mond Para Fuego, Explosión y Toxicidad.

COMPLEJO Y PLANTA	DEPARTAMENTO	UNIDAD Y SECCIÓN	FECHA
REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME". SALINA CRUZ, OAX.	HDS-II	UNIDAD 900 SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN.	26 DE OCTUBRE DE 2001
MATERIALES Y PROCESO			
MATERIALES: PENTANO, HEXANO, HIDRÓGENO			
CATALIZADORES: NINGUNO		SOLVENTES: NINGUNO	
SUBPRODUCTOS O PRODUCTOS INTERMEDIOS: NINGUNO		PRODUCTOS: NINGUNO	
1. FACTOR MATERIAL "B" MATERIAL O COMBINACIÓN: PENTANO		FACTOR DETERMINADO POR: COMBUSTIÓN, DESCOMPOSICIÓN, REACCIÓN, PRESIÓN DE EXPLOSIÓN	
FÓRMULA CH ₃ CH ₂ CH ₂ CH ₂ CH ₃		FACTOR MATERIAL "B" 20.9	
2. RIESGOS ESPECIALES DEL MATERIAL "M"		FACTOR	
	SUGERIDO	USADO	
A) OXIDANTES	0 A 20	0	L) OXIDANTES MUY FUERTES
B) REACCIÓN PELIGROSA CON AGUA	0 A 30	0	M) SENSIBILIDAD A LA IGNICIÓN
C) MEZCLADO Y DISPERSIÓN M=0	-50 A 60	0	N) RIESGOS ELECTROSTÁTICOS
D) COMBUSTIÓN ESPONTÁNEA	30 A 250	0	TEMPERATURA T=313.15K
E) POLIMERIZACIÓN ESPONTÁNEA	27 A 75	0	SUMA DE FACTORES R.E.P.
F) SENSIBILIDAD A LA IGNICIÓN	-75 A 150	0	5. RIESGOS POR CANTIDAD "Q"
G) DESCOMPOSICIÓN EXPLOSIVA	125	0	VOLUMEN (m ³) 59.307
H) DETONACIÓN GASEOSA	150	0	MASA (TON) 37.87
I) FASE CONDENSADA	200 A 1500	0	FACTOR ASIGNADO Q=
J) OTROS	0 A 150	0	6. RIESGOS POR LAY OUT "L"
SUMA DE FACTORES R.E.M.		ALTURA DE LA UNIDAD (M) H=3.64	
3. RIESGOS GENERALES DEL PROCESO "P"		ÁREA DE TRABAJO (M²) N=33.49	
A) MANEJO Y CAMBIOS FÍSICOS	10 A 60	10	A) DISEÑO ESTRUCTURAL
B) REACCIÓN ÚNICA Y CONTINUA	25 A 50	0	B) EFECTO DOMINÓ
C) REACCIÓN ÚNICA BATCH	10 A 60	0	C) SUBTERRÁNEAS
D) MULTIRREACCIONES	0 A 75	0	D) DRENAJE SUPERFICIAL
E) TRANSFERENCIA DE MATERIAL	0 A 75	0	E) OTROS
F) CONTENEDORES PORTÁTILES	10 A 100	0	SUMA DE FACTORES R.L.A.
SUMA DE FACTORES R.G.P.		7. RIESGOS POR TOXICIDAD "T"	
4. RIESGOS ESPECIALES DE PROCESO "S"		A) TLV	
A) BAJA PRESIÓN		0 A 100	0
B) ALTA PRESIÓN P=25.6PSIG		0 A 150	3
C) BAJA TEMPERATURA	1) AC. AL CARBÓN (-10°C A 0°C)	15	0
	2) AC. AL CARBÓN <-10°C	50 A 100	0
	3) OTROS MATERIALES	0 A 100	0
D) ALTA TEMPERATURA	1) INFLAMABILIDAD	0 A 40	25
	2) MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN	0 A 25	0
E) CORROSIÓN Y EROSIÓN		0 A 150	10
F) FUGAS EN JUNTAS Y EMPAQUES		0 A 60	10
G) VIBRACIÓN		0 A 50	30
H) CONTROL DIFÍCIL DE PROCESO DE REACCIÓN		20 A 300	0
I) OPERACIÓN EN RANGO INFLAMABLE		0 A 150	25
J) RIESGO DE EXPLOSIÓN MAYOR AL PROMEDIO		40 A 100	40
K) POLVOS O NIEBLAS RIESGOSAS		30 A 70	0
8. SUMARIO DE VALORES DE FACTORES			
R.E.M.		20.9	TON
R.G.P.		10	ÁREA
R.E.P.		43	R.L.O.
PRESIÓN P (PSIG)		25.6	R.T.
TEMP. (KELVIN)		313.15	



9. CÁLCULO DE ÍNDICES		VALOR NUMÉRICO	CATEGORÍA
D. ÍNDICE GENERAL DE RIESGO		122	Muy Extremo
F. CARGA DE FUEGO ^o		184.880	Muy Alto
U. ÍNDICE DE TOXICIDAD DE LA UNIDAD		8.6	Alto
C. ÍNDICE DE TOXICIDAD MAYOR		576.6	Muy Alto
E. ÍNDICE DE EXPLOSIÓN		2.6	Bajo
A. ÍNDICE DE EXPLOSIÓN AEREA		50.816	Moderado
R. ÍNDICE TOTAL MOND		234.6	Muy Alto
10. FACTORES DE CORRECCIÓN POR MEDIDAS DE SEGURIDAD			
K1. CONTROL DE RIESGOS EN CONTENEDORES		VALOR	VALOR
A) RECIPIENTES A PRESIÓN	0.90	PRODUCTO DE FACTORES A-S-K1	0.761
B) TANQUES VERTICALES ATMOSFÉRICOS	1.00	K4. PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO	
C) TUBERÍA	1.00	A) PROTECCIÓN A ESTRUCTURAS	0.95
1. DISEÑO POR TENSIÓN	0.90	B) BARRERAS CONTRA INCENDIO	1.00
2. JUNTAS Y EMPAQUES	0.90	C) PROTECCIÓN A EQUIPOS	0.95
D) CONTENEDORES ADICIONALES	1.00	PRODUCTO DE FACTORES B-C1-K1	0.908
E) DETECCIÓN Y RESPUESTA A FUGAS	0.90	K5. AISLAMIENTO DE MATERIALES	
F) DESECHO DE MATERIAL FUGADO	0.90	A) SISTEMAS DE VÁLVULAS	0.47
K2. CONTROL DE PROCESO		B) VENTILACIÓN	1.0
A) SISTEMA DE ALARMAS	0.95	PRODUCTO DE FACTORES B-M-K2	0.768
B) ENERGÍA DE EMERGENCIA	0.90	K6. COMBATE DE INCENDIOS	
C) SISTEMA DE ENFRIAMIENTO	0.95	A) ALARMA DE EMERGENCIA	0.90
D) SISTEMA DE GAS INERTE	1.00	B) EXT-INGUIDORES PORTATILES	0.95
E) ACTIVIDADES DE ANÁLISIS DE RIESGOS	0.85	C) SUMINISTRO DE AGUA CONTRA INCENDIO	0.95
F) SISTEMAS DE PARO	0.85	D) SISTEMAS DE ROCIADORES O MONITORES	0.95
G) CONTROL POR COMPUTADORA	0.85	E) ESPUMA O GAS INERTE	1.00
H) PROTECCIÓN CONTRA EXPLOSIÓN O REACCIÓN PELIGROSA	0.95	F) BRIGADA	0.70
I) INSTRUCCIONES DE OPERACIÓN	0.89	G) APOYO EXTERNO Y/O INTERNO	0.90
J) SUPERVISIÓN DE PLANTA	0.95	H) VENTILACIÓN DE HUMO	1.00
PRODUCTO DE FACTORES B-C1-K2-K3	0.710	PRODUCTO DE FACTORES B-C1-K6	0.7166
K3. ACTITUD DE SEGURIDAD		11. SUMARIO DE FACTORES DE SEGURIDAD	
A) INVOLUCRAMIENTO DE LA GERENCIA	0.95	C1-F1-K1-K2-K3-K4-K5-K6	0.4904
B) ENTRENAMIENTO EN SEGURIDAD	0.90	C1-F1-K1-K2-K3-K4-K5-K6	0.468
C) PROCEDIMIENTOS DE SEGURIDAD Y MANTO	0.83	A-S-K1-K2-K3-K4-K5-K6	0.498
12. CÁLCULO DE ÍNDICES FINALES		VALOR NUMÉRICO	CATEGORÍA
F _r CARGA DE FUEGO		20.854	Moderado
E _r ÍNDICE DE EXPLOSIÓN		0.704	Ligero
A _r ÍNDICE DE EXPLOSIÓN AEREA		6.326	Ligero
R _r ÍNDICE TOTAL MOND		101.5	Moderado
13. COMETARIOS ADICIONALES			

Índice Mond de Fuego, Explosión y Toxicidad

1. Sección de Alimentación, Tanque FA-900

Secuencia de Cálculo

I. CÁLCULO DE ÍNDICES SIN CONSIDERAR FACTORES DE SEGURIDAD

1. Selección del material clave (más riesgoso y en mayor cantidad)

1ai. Listado de Materiales

1. Pentano.
2. Hexano.
3. Hidrógeno.

1aii. Listado de reacciones

no hay reacciones

1aiii. Listado de Operaciones

1. Recibo de Pentanos y Hexanos de la planta HDS-I
2. Recibo de Pentanos y Hexanos de la planta HDS-II
3. Envío de carga a la sección de acondicionamiento.

1b. Selección del Material Clave

Material clave: Pentano

2. Cálculo del Factor Material (FM)

2a. Material inflamable

$\Delta H_c := 20909$

$$B := \frac{\Delta H_c}{1000} * \quad B = 20.909$$

3. Determinación de Riesgos Especiales de Material (M)

3a. Materiales oxidantes	AA1 := 0
3b. Reacción con agua que produzca gases o vapores combustibles	AA2 := 0
3c. Características de mezclado y dispersión	m := 0
3d. Sujeto a calentamiento espontáneo	AA3 := 0
3e. Sujeto a rápida polimerización espontánea	AA4 := 0
3f. Sensibilidad a la ignición	AA5 := 0
3g. Sujeto a descomposición explosiva	AA6 := 0
3h. Sujetos a detonación gaseosa	AA7 := 0
3i. Propiedades explosivas de la fase condensada	AA8 := 0
3j. Otro comportamiento extraño	AA9 := 0

n := 1..9

$$M := \sum_n AA_n + m * \quad M = 0$$

4. Determinación de Riesgos Generales de Proceso (P)

4a. Manejo y cambios físicos solamente		BB ₁ := 10
4b. Reacción única		BB ₂ := 0
4c. Reacción única por etapas		BB ₃ := 0
4d. Múltiples reacciones en un mismo equipo		BB ₄ := 0
4e. Transferencia de material		BB ₅ := 0
4f. Recipientes transportables		BB ₆ := 0
n := 1..6		
$P := \sum_n BB_n *$		P = 10

5. Determinación de Riesgos Especiales de Proceso (S)

5a. Baja presión (<15 psi)		CC ₁ := 0
5b. Alta presión (p)		p := 3
5c. Baja temperatura		CC ₂ := 0
5d. Alta temperatura	inflamabilidad	CC ₃ := 25
	materiales de construcción	CC ₄ := 0
Temperatura de Proceso: 313.15 K	t := 313.15	
5e. Riesgos de corrosión y erosión	$0.3 \frac{\text{mm}}{\text{yr}}$	CC ₅ := 10
5f. Fugas en juntas y empaques		CC ₆ := 10
5g. Vibración, ciclos de carga, etc.		CC ₇ := 30
5h. Procesos o reacciones difíciles de controlar		CC ₈ := 0
5i. Operación cerca o dentro del rango inflamable		CC ₉ := 25
5j. Riesgo de explosión mayor que el promedio		CC ₁₀ := 40
5k. Riesgo de explosión por polvo o neblina		CC ₁₁ := 0
5l. Oxidantes altamente fuertes		CC ₁₂ := 0
5m. Sensibilidad a la ignición		CC ₁₃ := 0
5n. Riesgos electrostáticos		CC ₁₄ := 0
n := 1..14		
$S := \sum_n CC_n + p *$		S = 143

6. Riesgos por Cantidad Total (Q)

Cálculo del volumen del tanque FA-900

Diámetro del tanque en m	DI := 3.048	$\pi := 3.1416$
Longitud del tanque en m	TT := 9.144	

Volumen del tanque	$V := \pi \cdot \left[(TT - DI) \cdot \frac{DI^2}{4} + \frac{DI^3}{6} \right] *$	
Volumen en metros cúbicos	$V = 59.307$	
Volumen en centímetros cúbicos	$V := V \cdot 1 \cdot 10^6 *$	$V = 5.931 \cdot 10^7$
Densidad del material en g/cm ³	$\rho := 0.63854$	
Cantidad de material en g	$K := V \cdot \rho *$	$K = 3.787 \times 10^7$
Cantidad de material en ton	$K := \frac{K}{1 \cdot 10^6} *$	$K = 37.87$
		$Q := 65$

7. Riesgos por el Arreglo de Equipo (L)

Altura en metros	$H := 3.64$	
Área Normal de Trabajo en m ²	$N := 33.49$	
7a. Diseño de la estructura		$DD_1 := 25$
7b. Efecto dominó		$DD_2 := 10$
7c. Áreas subterráneas		$DD_3 := 0$
7d. Drenaje superficial		$DD_4 := 100$
7e. Otros aspectos		$DD_5 := 0$
$n := 1 \dots 5$		
$L := \sum_n DD_n *$		$L = 135$

8. Riesgo por Toxicidad (T)

8a. Valores TLV (Hexano)	$TLV := 500$	$STEL := 1000$	
$EE_1 :=$	$\begin{cases} EE_1 \leftarrow 300 & \text{if } 0.001 > TLV \\ EE_1 \leftarrow 200 & \text{if } 0.001 < TLV \leq 0.01 \\ EE_1 \leftarrow 150 & \text{if } 0.01 < TLV \leq 0.1 \\ EE_1 \leftarrow 100 & \text{if } 0.1 < TLV \leq 1 \\ EE_1 \leftarrow 75 & \text{if } 1 < TLV \leq 10 \\ EE_1 \leftarrow 50 & \text{if } 10 < TLV \leq 100 \\ EE_1 \leftarrow 30 & \text{if } 100 < TLV < 1000 \\ EE_1 \leftarrow 10 & \text{if } 1000 < TLV \leq 10000 \\ EE_1 \leftarrow 0 & \text{if } 10000 < TLV \end{cases}$		$EE_1 = 30$
8b. Forma del material			$EE_2 := 50$

8c. Riesgo de exposición corta $FE := \frac{STEL}{TLV} * FE = 2$

$$EE_3 := \begin{cases} EE_3 \leftarrow 150 & \text{if } FE = 1.25 \\ EE_3 \leftarrow 100 & \text{if } 1.25 < FE \leq 2 \\ EE_3 \leftarrow 50 & \text{if } 2 < FE \leq 5 \\ EE_3 \leftarrow 20 & \text{if } 5 < FE \leq 15 \\ EE_3 \leftarrow 0 & \text{if } 15 < FE \leq 100 \\ EE_1 \leftarrow -100 & \text{if } 100 < FE \end{cases} \quad EE_3 = 100$$

8d. Absorción por la piel $EE_4 := 150$

8e. Factores físicos $EE_5 := 20$

$n := 1..5$

$$T := \sum_n EE_n * \quad T = 350$$

9. Cálculo de índices

a) Índice General de Riesgo (D)

$$D := B \cdot \left(1 + \frac{M}{100}\right) \cdot \left(1 + \frac{P}{100}\right) \cdot \left(1 + \frac{T}{400} + \frac{S+Q+L}{100}\right) * \quad D = 122.014$$

$$\text{Grado} := \begin{cases} \text{Grado} \leftarrow \text{"Suave"} & \text{if } 0 \leq D \leq 20 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 20 < D \leq 40 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 40 < D \leq 60 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Moderadamente alto"} & \text{if } 60 < D \leq 75 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 75 < D \leq 90 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Extremo"} & \text{if } 90 < D \leq 115 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Muy Extremo"} & \text{if } 115 < D \leq 150 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Potencialmente Catastrófico"} & \text{if } 150 < D \leq 200 \\ \text{Grado} \leftarrow \text{"Muy Catastrófico"} & \text{if } 200 < D \end{cases}$$

Grado de Riesgo: $\text{Grado} = \text{"Muy Extremo"}$

b) Cálculo de Carga de Fuego (F) en BTU/ft²

$$F_0 := B \cdot \frac{K \cdot 20500}{N} * \quad F_0 = 484690.605$$

$$\text{Grado}_0 := \begin{cases} \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq F_0 < 50000 \\ \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 50000 \leq F_0 < 100000 \\ \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 100000 \leq F_0 < 200000 \\ \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 200000 \leq F_0 < 400000 \\ \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } 400000 \leq F_0 < 1000000 \\ \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Intenso"} & \text{if } 1000000 \leq F_0 < 2000000 \\ \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Extremo"} & \text{if } 2000000 \leq F_0 < 5000000 \\ \text{Grado}_0 \leftarrow \text{"Muy Extremo"} & \text{if } 5000000 < F_0 < 10000000 \end{cases} \quad \text{Grado}_0 = \text{"Muy Alto"}$$

$$\text{Duración}_0 := \begin{cases} \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"1/4 a 1/2 hrs"} & \text{if } 0 \leq F_0 < 50000 \\ \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"1/2 a 1 hrs"} & \text{if } 50000 \leq F_0 < 100000 \\ \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"1 a 2 hrs"} & \text{if } 100000 \leq F_0 < 200000 \\ \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"2 a 4 hrs."} & \text{if } 200000 \leq F_0 < 400000 \\ \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"4 a 10 hrs"} & \text{if } 400000 \leq F_0 < 1000000 \\ \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"10 a 20 hrs"} & \text{if } 1000000 \leq F_0 < 2000000 \\ \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"20 a 50 hrs"} & \text{if } 2000000 \leq F_0 < 5000000 \\ \text{Duración}_0 \leftarrow \text{"50 a 100 hrs"} & \text{if } 5000000 \leq F_0 < 10000000 \end{cases}$$

Rango de la Duración Esperada del Fuego Duración₀ = "4 a 10 hrs"

c) Cálculo de Potencial de Explosión

Índice de Explosión Interna (E)

$$E_0 := 1 + \frac{(m + p + S)}{100} * \quad E_0 = 2.46$$

$$\text{Categoría}_0 := \begin{cases} \text{Categoría}_0 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq E_0 \leq 1 \\ \text{Categoría}_0 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 1 < E_0 \leq 2.5 \\ \text{Categoría}_0 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 2.5 < E_0 \leq 4 \\ \text{Categoría}_0 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 4 < E_0 \leq 6 \\ \text{Categoría}_0 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } E_0 > 6 \end{cases}$$

Categoría₀ = "Bajo"

Índice de Explosión Aerea (A)

$$A_0 := B \cdot \left(1 + \frac{m}{100}\right) \cdot Q \cdot H \cdot E_0 \cdot \left(\frac{l+p}{1000}\right) \cdot \frac{t}{300} * \quad A_0 = 50.813$$

$$\text{Explosión}_0 := \begin{cases} \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq A_0 \leq 10 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 10 < A_0 \leq 30 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 30 < A_0 \leq 100 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 100 < A_0 \leq 500 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } A_0 > 500 \end{cases}$$

Categoría₀ Explosión₀ = "Moderado"

d) Cálculo de Riesgos de Toxicidad

Índice Unitario de Toxicidad (U)

$$U := \left(\frac{T}{100} \right) \cdot \left[1 + \frac{(M + P + S)}{100} \right] * \quad U = 8.855$$

$$\text{Toxicidad} := \begin{cases} \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq U \leq 1 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 1 < U \leq 3 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 3 < U \leq 6 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 6 < U \leq 10 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } U > 10 \end{cases}$$

Toxicidad = "Alto"

Índice del Máximo Incidente Tóxico (C)

$$C := Q \cdot U * \quad C = 575.575$$

$$\text{IToxico} := \begin{cases} \text{IToxico} \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq C \leq 20 \\ \text{IToxico} \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 20 < C \leq 50 \\ \text{IToxico} \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 50 < C \leq 200 \\ \text{IToxico} \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 200 < C \leq 500 \\ \text{IToxico} \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } C > 500 \end{cases}$$

Categoría: IToxico = "Muy Alto"

e) Índice Total Mond (R)

$$R_0 := D \cdot \left[1 + \frac{\left(\sqrt{F_0 \cdot U \cdot E_0 \cdot A_0} \right)}{10^3} \right] * \quad R_0 = 2948.148$$

$$\text{Riesgo}_0 := \begin{cases} \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Suave"} & \text{if } 0 \leq R_0 \leq 20 \\ \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 20 < R_0 \leq 100 \\ \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 100 < R_0 \leq 500 \\ \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Alto (grupo 1)"} & \text{if } 500 < R_0 \leq 1100 \\ \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Alto (grupo 2)"} & \text{if } 1100 < R_0 \leq 2500 \\ \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } 2500 < R_0 \leq 12500 \\ \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Extremo"} & \text{if } 12500 < R_0 \leq 65000 \\ \text{Riesgo}_0 \leftarrow \text{"Muy Extremo"} & \text{if } 65000 < R_0 \end{cases}$$

Categoría: Riesgo₀ = "Muy Alto"

II. FACTORES DE SEGURIDAD PARA CORRECIÓN DE ÍNDICES

1. Prevención de riesgos en Almacenamiento (K1)

a) Recipientes a Presión	FF ₁ := 0.9
b) Tanques Verticales de Almacenamiento No a Presión	FF ₂ := 1.0
c) Tuberías de Transferencia	
Tensión de diseño	FF ₃ := 0.9
Juntas y Empaques	FF ₄ := 0.9
d) Contenedores Adicionales	FF ₅ := 1.0
e) Detección y Respuesta a Fugas y Derrames	FF ₆ := 0.9
f) Desecho de Material Derramado	FF ₇ := 0.9
n := 1..7	

$$K1 := \prod_n FF_n * \quad K1 = 0.59$$

2. Control de Proceso (K2)

a) Sistemas de Alarma	GG ₁ := 0.95
b) Suministro de Emergencia de Energía	GG ₂ := 0.90
c) Sistema de Enfriamiento de Proceso	GG ₃ := 0.95
d) Sistema de Gas Inerte	GG ₄ := 1.00
e) Actividades de Estudio de Riesgos	GG ₅ := 0.85
f) Sistemas de Seguridad para Paros	GG ₆ := 0.85
g) Control por Computadoras	GG ₇ := 0.85
h) Protección contra Explosión o Reacción Incorrecta	GG ₈ := 0.95
i) Instrucciones de Operación	

Número de operaciones cubiertas (x) x := 11

$$GG_9 := 1 - \frac{x}{100} * \quad GG_9 = 0.89$$

j) Supervisión de la Planta GG₁₀ := 0.95

n := 1..10

$$K2 := \prod_n GG_n * \quad K2 = 0.401$$

3. Actitudes de Seguridad (K3)

- a) Involucramiento de la Gerencia HH1 := 0.95
- b) Entrenamiento en Seguridad HH2 := 0.90
- c) Procedimiento de Seguridad y Mantenimiento HH3 := 0.95

HH4 := 0.97

HH5 := 0.95

HH6 := 0.95

n := 1..6

$$K3 := \prod_n HH_n *$$

K3 = 0.711

4. Protección Contra Incendios (K4)

- a) Recubrimiento a Estructuras II1 := 0.95
- b) Barreras Resistentes a Fuego II2 := 1.00
- c) Equipo de Protección Contra Incendios II3 := 0.95

n := 1..3

$$K4 := \prod_n II_n *$$

K4 = 0.903

5. Aislamiento de Materiales (K5)

- a) Sistemas de Válvulas JJ1 := 0.8

JJ2 := 0.9

JJ3 := 0.65

- b) Ventilación JJ4 := 1.0

n := 1..4

$$K5 := \prod_n JJ_n *$$

K5 = 0.468

6. Combate de Incendios (K6)

- a) Alarma de Emergencia KK1 := 0.90

- b) Extinguidores KK2 := 0.95

- c) Red Contra-Incendios KK3 := 0.95

- d) Instalaciones de Rociadores de Agua o Espumas y Monitores KK4 := 0.95

- e) Espuma o Inertización KK5 := 1.00

- f) Respuesta de la Brigada KK6 := 0.70

- g) Cooperación con Otras Plantas KK7 := 0.90

- h) Extractores de Humo KK8 := 1.00

$$n := 1..8$$

$$K6 := \prod_n K_n$$

$$K6 = 0.486$$

7. Cálculo de Índices Finales

a) Carga de Fuego en BTU/ft²

$$F_1 := F_0 \cdot K_1 \cdot K_4 \cdot K_5$$

$$F_1 = 120884.387$$

$$\text{Grado}_1 := \begin{cases} \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq F_1 < 50000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 50000 \leq F_1 < 100000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 100000 \leq F_1 < 200000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 200000 \leq F_1 < 400000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } 400000 \leq F_1 < 1000000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Intenso"} & \text{if } 1000000 \leq F_1 < 2000000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Extremo"} & \text{if } 2000000 \leq F_1 < 5000000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Muy Extremo"} & \text{if } 5000000 \leq F_1 < 10000000 \end{cases}$$

$$\text{Categoría: } \quad \text{Grado}_1 = \text{"Moderado"}$$

$$\text{Duración}_1 := \begin{cases} \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"1/4 a 1/2 hrs"} & \text{if } 0 \leq F_1 < 50000 \\ \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"1/2 a 1 hrs"} & \text{if } 50000 \leq F_1 < 100000 \\ \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"1 a 2 hrs"} & \text{if } 100000 \leq F_1 < 200000 \\ \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"2 a 4 hrs."} & \text{if } 200000 \leq F_1 < 400000 \\ \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"4 a 10 hrs"} & \text{if } 400000 \leq F_1 < 1000000 \\ \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"10 a 20 hrs"} & \text{if } 1000000 \leq F_1 < 2000000 \\ \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"20 a 50 hrs"} & \text{if } 2000000 \leq F_1 < 5000000 \\ \text{Duración}_1 \leftarrow \text{"50 a 100 hrs"} & \text{if } 5000000 \leq F_1 < 10000000 \end{cases}$$

$$\text{Rango de la Duración Esperada del Fuego} \quad \text{Duración}_1 = \text{"1 a 2 hrs"}$$

b) Índice de Explosión

$$E_1 := E_0 \cdot K_2 \cdot K_3$$

$$E_1 = 0.701$$

$$\text{Categoría}_1 := \begin{cases} \text{Categoría}_1 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq E_1 \leq 1 \\ \text{Categoría}_1 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 1 < E_1 \leq 2.5 \\ \text{Categoría}_1 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 2.5 < E_1 \leq 4 \\ \vdots & \\ \text{Categoría}_1 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 4 < E_1 \leq 6 \\ \text{Categoría}_1 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } E_1 > 6 \end{cases}$$

$$\text{Categoría}_1 = \text{"Ligero"}$$

c) Índice de Explosión Aérea

$$A_1 := A_0 \cdot K_1 \cdot K_5 \cdot K_6 \quad *$$

$$A_1 = 6.826$$

$$\text{Explosión}_1 := \begin{cases} \text{Explosión}_1 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq A_1 \leq 10 \\ \text{Explosión}_1 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 10 < A_1 \leq 30 \\ \text{Explosión}_1 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 30 < A_1 \leq 100 \\ \text{Explosión}_1 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 100 < A_1 \leq 500 \\ \text{Explosión}_1 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } A_1 > 500 \end{cases}$$

Categoría: Explosión₁ = "Ligero"

d) Índice Global Mond

$$R_1 := R_0 \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot K_4 \cdot K_5 \cdot K_6 \quad *$$

$$R_1 = 101.836$$

$$\text{Riesgo}_1 := \begin{cases} \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Suave"} & \text{if } 0 \leq R_1 \leq 20 \\ \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 20 < R_1 \leq 100 \\ \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 100 < R_1 \leq 500 \\ \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Alto (grupo 1)"} & \text{if } 500 < R_1 \leq 1100 \\ \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Alto (grupo 2)"} & \text{if } 1100 < R_1 \leq 2500 \\ \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } 2500 < R_1 \leq 12500 \\ \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Extremo"} & \text{if } 12500 < R_1 \leq 65000 \\ \text{Riesgo}_1 \leftarrow \text{"Muy Extremo"} & \text{if } 65000 < R_1 \end{cases}$$

Categoría: Riesgo₁ = "Moderado"



2. SECCIÓN DE REACCIÓN.

Índice Mond Para Fuego, Explosión y Toxicidad.

COMPLEJO Y PLANTA	DEPARTAMENTO	UNIDAD Y SECCIÓN	FECHA			
REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME". SALINA CRUZ, OAX.	HIDROS-II	UNIDAD 900 SECCIÓN DE REACCIÓN	26 DE OCTUBRE DE 2001			
MATERIALES Y PROCESO						
MATERIALES: PENTANO, HEXANO, HIDRÓGENO, ISOPENTANO, CICLOPENTANO, 3-METILPENTANO, PERCLOROETILENO						
CATALIZADORES: I-8 UOP		SOLVENTES: NINGUNO				
SUBPRODUCTOS O PRODUCTOS INTERMEDIOS: HIDROCARBUROS LIGEROS (C1 A C4)		PRODUCTOS: ISÓMERO				
1. FACTOR MATERIAL "B" MATERIAL O COMBINACIÓN: ISOPENTANO		FACTOR DETERMINADO POR: COMBUSTIÓN, DESCOMPOSICIÓN, REACCIÓN, PRESIÓN DE EXPLOSIÓN				
FÓRMULA C ₅ H ₁₂		FACTOR MATERIAL "B" 21				
2. RIESGOS ESPECIALES DEL MATERIAL "M"	FACTOR		FACTOR			
	SUGERIDO	USADO	SUGERIDO	USADO		
A) OXIDANTES	0 A 20	5	L) OXIDANTES MUY FUERTES	0 A 300	0	
B) REACCIÓN PELIGROSA CON AGUA	0 A 30	0	M) SENSIBILIDAD A LA IGNICIÓN	0 A 75	0	
C) MEZCLADO Y DISPERSIÓN M=0	-50 A 60	0	N) RIESGOS ELECTROSTÁTICOS	0 A 200	0	
D) COMBUSTIÓN ESPONTÁNEA	30 A 250	0	TEMPERATURA T=423.15			
E) POLIMERIZACIÓN ESPONTÁNEA	27 A 75	0	SUMA DE FACTORES R.E.P.		210	
F) SENSIBILIDAD A LA IGNICIÓN	-75 A 150	25	5. RIESGOS POR CANTIDAD "Q"			
G) DESCOMPOSICIÓN EXPLOSIVA	125	0	VOLUMEN (m ³)	16.18		
H) DETONACIÓN GASEOSA	150	0	MASA (TON)	11.54		
I) FASE CONDENSADA	200 A 1500	0	FACTOR ASIGNADO Q=			
J) OTROS	0 A 150	0	6. RIESGOS POR LAY OUT "L"			
SUMA DE FACTORES R.E.M.		25	ALTURA DE LA UNIDAD (M)	H=15		
3. RIESGOS GENERALES DEL PROCESO "P"			ÁREA DE TRABAJO (M ²)	N=50		
A) MANEJO Y CAMBIOS FÍSICOS	10 A 60	0	A) DISEÑO ESTRUCTURAL	0 A 200	30	
B) REACCIÓN ÚNICA Y CONTINUA	25 A 50	25	B) EFECTO DOMINÓ	0 A 250	20	
C) REACCIÓN ÚNICA BATCH	10 A 60	0	C) SUBTERRÁNEAS	0 A 150	0	
D) MULTIRREACCIONES	0 A 75	0	D) DRENAJE SUPERFICIAL	0 A 100	100	
E) TRANSFERENCIA DE MATERIAL	0 A 75	0	E) OTROS	0 A 250	0	
F) CONTENEDORES PORTÁTILES	10 A 100	0	SUMA DE FACTORES R.L.A.			
SUMA DE FACTORES R.G.P.		25	7. RIESGOS POR TOXICIDAD "T"			
4. RIESGOS ESPECIALES DE PROCESO "S"			A) TLV			
A) BAJA PRESIÓN	0 A 100	0	B) FORMA DEL MATERIAL	25 A 200	50	
B) ALTA PRESIÓN P=469PSIG	0 A 150	65	C) EXPOSICIÓN CORTA	100 A 150	50	
C) BAJA TEMPERATURA	1) AC. AL CARBÓN (-10°C A 0°C)	15	0	D) ABSORCIÓN POR LA PIEL	0 A 300	50
	2) AC. AL CARBÓN <-10°C	50 A 100	0	E) FACTORES FISICOS	0 A 300	20
	3) OTROS MATERIALES	0 A 100	0	SUMA DE FACTORES R.T.		
D) ALTA TEMPERATURA	1) INFLAMABILIDAD	0 A 40	25	8. SUMARIO DE VALORES DE FACTORES		
	2) MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN	0 A 25	0	R.E.M.	25	210
E) CORROSIÓN Y EROSIÓN	0 A 150	10	R.E.P.	210	150	
F) FUGAS EN JUNTAS Y EMPAQUES	0 A 60	0	R.G.P.	25	50	
G) VIBRACIÓN	0 A 50	0	R.I.P.	210	150	
H) CONTROL DIFÍCIL DE PROCESO DE REACCIÓN	20 A 300	50	PRESIÓN (PSIG)	469	220	
I) OPERACIÓN EN RANGO INFLAMABLE	0 A 150	50	TEMP. (K)	423.15	220	
J) RIESGO DE EXPLOSIÓN MAYOR AL PROMEDIO	40 A 100	40				
K) POLVOS O NIEBLAS RIESGOSAS	30 A 70	0				



9. CÁLCULO DE ÍNDICES		VALOR NUMÉRICO	CATEGORÍA
D. ÍNDICE GENERAL DE RIESGO		200.314	MUY CATASTRÓFICO
F. CARGA DE FUEGO		89.390	BAJO
U. ÍNDICE DE TOXICIDAD DE LA UNIDAD		8.89	ALTO
C. ÍNDICE DE TOXICIDAD MAYOR		384.88	ALTO
E. ÍNDICE DE EXPLOSIÓN		4.05	ALTO
A. ÍNDICE DE EXPLOSIÓN AEREA		4.988	MUY ALTO
R. ÍNDICE TOTAL MOND		25.660	EXTREMO
10. FACTORES DE CORRECCIÓN POR MEDIDAS DE SEGURIDAD			
K1. CONTROL DE RIESGOS EN CONTENEDORES		VALOR	VALOR
A) RECIPIENTES A PRESIÓN	0.90	PRODUCTO DE FACTORES A1-K3	0.711
B) TANQUES VERTICALES ATMOSFÉRICOS	1.00	K4. PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO	
C) TUBERÍA 1. DISEÑO POR TENSIÓN	0.90	A) PROTECCIÓN A ESTRUCTURAS	0.95
2. JUNTAS Y EMPAQUES	0.90	B) BARRERAS CONTRA INCENDIO	1.00
D) CONTENEDORES ADICIONALES	1.00	C) PROTECCIÓN A EQUIPOS	0.95
E) DETECCIÓN Y RESPUESTA A FUGAS	0.90	PRODUCTO DE FACTORES P.01-K4	0.903
F) DESECHO DE MATERIAL FUGADO	0.90	K5. AISLAMIENTO DE MATERIALES	
PRODUCTO DE FACTORES A1-K5	0.810	A) SISTEMAS DE VÁLVULAS	0.80
K2. CONTROL DE PROCESO		B) VENTILACIÓN	0.58
A) SISTEMA DE ALARMAS	0.90	PRODUCTO DE FACTORES A1-K6	0.488
B) ENERGÍA DE EMERGENCIA	0.90	K6. COMBATE DE INCENDIOS	
C) SISTEMA DE ENFRIAMIENTO	0.95	A) ALARMA DE EMERGENCIA	0.90
D) SISTEMA DE GAS INERTE	1.00	B) EXTINGUIDORES PORTÁTILES	0.95
E) ACTIVIDADES DE ANÁLISIS DE RIESGOS	0.85	C) SUMINISTRO DE AGUA CONTRA INCENDIO	0.95
F) SISTEMAS DE PARO	0.75	D) SISTEMAS DE ROCIADORES O MONITORES	0.95
G) CONTROL POR COMPUTADORA	0.85	E) ESPUMA O GAS INERTE	1.00
H) PROTECCIÓN CONTRA EXPLOSIÓN O REACCIÓN PELIGROSA	0.95	F) BRIGADA	0.70
I) INSTRUCCIONES DE OPERACIÓN	0.89	G) APOYO EXTERNO Y/O INTERNO	0.90
J) SUPERVISIÓN DE PLANTA	0.95	H) VENTILACIÓN DE HUMO.	1.00
PRODUCTO DE FACTORES O1-K6	0.385	PRODUCTO DE FACTORES C1-K6	0.486
K3. ACTITUD DE SEGURIDAD		11. SUMARIO DE FACTORES DE SEGURIDAD	
A) INVOLUCRAMIENTO DE LA GERENCIA	0.95	O.R.C. K1	0.390
B) ENTRENAMIENTO EN SEGURIDAD	0.90	P.C. K2	0.903
C) PROCEDIMIENTOS DE SEGURIDAD Y MANTO	0.83	C.P. K3	0.355
		A.S. K4	0.711
		C.I. K5	0.486
12. CÁLCULO DE ÍNDICES FINALES		VALOR NUMÉRICO	CATEGORÍA
F. CARGA DE FUEGO		24785	LEVE
E _f ÍNDICE DE EXPLOSIÓN		0.985	LEVE
A _f ÍNDICE DE EXPLOSIÓN AEREA		1670	MUY ALTO
R _f ÍNDICE TOTAL MOND		789	ALTO (GRUPO 1)
13. COMENTARIOS ADICIONALES			

Índice Mond de Fuego, Explosión y Toxicidad

2. Sección de Reacción, Reactores DC-901 A&B

Secuencia de Cálculo

I. CÁLCULO DE ÍNDICES SIN CONSIDERAR FACTORES DE SEGURIDAD

1. Selección del material clave (más riesgoso y en mayor cantidad)

1ai. Listado de Materiales

1. Pentano.
2. Hexano.
3. Hidrógeno.
4. Isopentano.
5. Ciclopentano.
6. 3-metilpentano.
7. Percloroetileno.

1aii. Listado de Reacciones

Reacciones de Isomerización

1aiii. Listado de Operaciones

1. Envío de mezcla de pentanos y hexanos contenidos en el tanque FA-908, mediante la bomba GA-901 a la sección de reacción.
2. Precalentamiento de carga en intercambiadores EA-908 (L.C.), EA-909 (L.C.) y EA-910 (L.C.).
3. Inyección a la carga de 150ppm (como cloruro basado en la carga) de percloroetileno.
4. Reacción de isomerización en los reactores DC-901 A&B.
5. Enfriamiento de la mezcla parcialmente isomerizada en el intercambiador EA-909 (L.T.) y enfriamiento del isómero en los enfriadores EA-908 (L.T.)

1b. Selección del Material Clave

Material clave: Isopentano

2. Cálculo del Factor Material (FM)

2a. Material inflamable

$$\Delta H_c := 21000 \quad \text{en} \quad \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$B := \frac{\Delta H_c}{1000} *$$

$$B = 21$$

5g. Vibración, ciclos de carga, etc.	CC7 := 0
5h. Procesos o reacciones difíciles de controlar	CC8 := 50
5i. Operación cerca o dentro del rango inflamable	CC9 := 50
5j. Riesgo de explosión mayor que el promedio	CC10 := 40
5k. Riesgo de explosión por polvo o neblina	CC11 := 0
5l. Oxidantes altamente fuertes	CC12 := 0
5m. Sensibilidad a la ignición	CC13 := 0
5n. Riesgos electrostáticos	CC14 := 0
n := 1..14	
$S := \sum_n CC_n + p *$	S = 240

6. Riesgos por Cantidad Total (Q)

Cálculo del volumen de los reactores DC-901 A & B

Capacidad del reactor	V := 16190gal	
Volumen de catalizador	V _{cat} := 45100L	
Volumen del reactor	V := V - V _{cat}	
Volumen en metros cúbicos	V = 16.186 m ³	
Volumen en centímetros cúbicos	V = 1.619 × 10 ⁷ cm ³	
Densidad del material en g/cm ³	ρ := 0.647 $\frac{\text{gm}}{\text{cm}^3}$	
Cantidad de material en g	K := V · ρ	K = 1.047 × 10 ⁷ gm
Cantidad de material en ton	K := $\frac{K}{\text{ton}}$	K = 11,544

$$Q := 42$$

7. Riesgos por el Arreglo de Equipo (L)

Altura en metros	H := 15	
Área Normal de Trabajo en m ²	N := 50	
7a. Diseño de la estructura	DD1 := 30	
7b. Efecto dominó	DD2 := 20	
7c. Áreas subterráneas	DD3 := 0	
7d. Drenaje superficial	DD4 := 100	
7e. Otros aspectos	DD5 := 0	
n := 1..5		
$L := \sum_n DD_n *$	L = 150	

8. Riesgo por Toxicidad (T)

8a. Valores TLV (Tetracloroetileno) TLV := 50 STEL := 200

$$EE_1 := \begin{cases} EE_1 \leftarrow 300 & \text{if } 0.001 > TLV \\ EE_1 \leftarrow 200 & \text{if } 0.001 < TLV \leq 0.01 \\ EE_1 \leftarrow 150 & \text{if } 0.01 < TLV \leq 0.1 \\ EE_1 \leftarrow 100 & \text{if } 0.1 < TLV \leq 1 \\ EE_1 \leftarrow 75 & \text{if } 1 < TLV \leq 10 \\ EE_1 \leftarrow 50 & \text{if } 10 < TLV \leq 100 \\ EE_1 \leftarrow 30 & \text{if } 100 < TLV \leq 1000 \\ EE_1 \leftarrow 10 & \text{if } 1000 < TLV \leq 10000 \\ EE_1 \leftarrow 0 & \text{if } 10000 < TLV \end{cases} \quad EE_1 = 50$$

8b. Forma del material $EE_2 := 50$

8c. Riesgo de exposición corta $FE := \frac{STEL}{TLV} * FE = 4$

$$EE_3 := \begin{cases} EE_3 \leftarrow 150 & \text{if } FE = 1.25 \\ EE_3 \leftarrow 100 & \text{if } 1.25 < FE \leq 2 \\ EE_3 \leftarrow 50 & \text{if } 2 < FE \leq 5 \\ EE_3 \leftarrow 20 & \text{if } 5 < FE \leq 15 \\ EE_3 \leftarrow 0 & \text{if } 15 < FE \leq 100 \\ EE_1 \leftarrow -100 & \text{if } 100 < FE \end{cases} \quad EE_3 = 50$$

8d. Absorción por la piel $EE_4 := 50$

8e. Factores físicos $EE_5 := 20$

$n := 1..5$

$$T := \sum_n EE_n * \quad T = 220$$

9. Cálculo de índices

a) Índice General de Riesgo (D)

$$D := B \cdot \left(1 + \frac{M}{100}\right) \cdot \left(1 + \frac{P}{100}\right) \cdot \left(1 + \frac{T}{400} + \frac{S+Q+L}{100}\right) * \quad D = 200.314$$

Grado :=

Grado ← "Suave" if $0 \leq D \leq 20$
Grado ← "Ligero" if $20 < D \leq 40$
Grado ← "Moderado" if $40 < D \leq 60$
Grado ← "Moderadamente alto" if $60 < D \leq 75$
Grado ← "Alto" if $75 < D \leq 90$
Grado ← "Extremo" if $90 < D \leq 115$
Grado ← "Muy Extremo" if $115 < D \leq 150$
Grado ← "Potencialmente Catastrófico" if $150 < D \leq 200$
Grado ← "Muy Catastrófico" if $200 < D$

Grado de Riesgo: Grado = "Muy Catastrófico"

b) Cálculo de Carga de Fuego (F) en BTU/ft²

$$F_0 := B \cdot \frac{K \cdot 20500}{N}$$

$$F_0 = 99390.83$$

Grado₀ :=

Grado ₀ ← "Ligero" if $0 \leq F_0 < 50000$
Grado ₀ ← "Bajo" if $50000 \leq F_0 < 100000$
Grado ₀ ← "Moderado" if $100000 \leq F_0 < 200000$
Grado ₀ ← "Alto" if $200000 \leq F_0 < 400000$
Grado ₀ ← "Muy Alto" if $400000 \leq F_0 < 1000000$
Grado ₀ ← "Intenso" if $1000000 \leq F_0 < 2000000$
Grado ₀ ← "Extremo" if $2000000 \leq F_0 < 5000000$
Grado ₀ ← "Muy Extremo" if $5000000 \leq F_0 < 10000000$

Categoría: Grado₀ = "Bajo"

Duración₀ :=

Duración ₀ ← "1/4 a 1/2 hrs" if $0 \leq F_0 < 50000$
Duración ₀ ← "1/2 a 1 hrs" if $50000 \leq F_0 < 100000$
Duración ₀ ← "1 a 2 hrs" if $100000 \leq F_0 < 200000$
Duración ₀ ← "2 a 4 hrs." if $200000 \leq F_0 < 400000$
Duración ₀ ← "4 a 10 hrs" if $400000 \leq F_0 < 1000000$
Duración ₀ ← "10 a 20 hrs" if $1000000 \leq F_0 < 2000000$
Duración ₀ ← "20 a 50 hrs" if $2000000 \leq F_0 < 5000000$
Duración ₀ ← "50 a 100 hrs" if $5000000 \leq F_0 < 10000000$

Rango de la Duración Esperada del Fuego Duración₀ = "1/2 a 1 hrs"

c) Cálculo de Potencial de Explosión

Índice de Explosión Interna (E)

$$E_0 := 1 + \frac{(m + p + S)}{100} *$$

$$E_0 = 4.05$$

$$\text{Categoria}_0 := \begin{cases} \text{Categoria}_0 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq E_0 \leq 1 \\ \text{Categoria}_0 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 1 < E_0 \leq 2.5 \\ \text{Categoria}_0 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 2.5 < E_0 \leq 4 \\ \text{Categoria}_0 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 4 < E_0 \leq 6 \\ \text{Categoria}_0 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } E_0 > 6 \end{cases}$$

Categoria₀ = "Alto"

Índice de Explosión Aerea (A)

$$A_0 := B \cdot \left(1 + \frac{m}{100}\right) \cdot Q \cdot H \cdot E_0 \cdot \left(\frac{1+p}{1000}\right) \cdot \frac{t}{300} \quad * \quad A_0 = 4.988 \times 10^3$$

$$\text{Explosión}_0 := \begin{cases} \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq A_0 \leq 10 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 10 < A_0 \leq 30 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 30 < A_0 \leq 100 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 100 < A_0 \leq 500 \\ \text{Explosión}_0 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } A_0 > 500 \end{cases}$$

Categoría: Explosión₀ = "Muy Alto"

d) Cálculo de Riesgos de Toxicidad

Índice Unitario de Toxicidad (U)

$$U := \left(\frac{T}{100}\right) \cdot \left[1 + \frac{(M+P+S)}{100}\right] \quad * \quad U = 8.69$$

$$\text{Toxicidad} := \begin{cases} \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq U \leq 1 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 1 < U \leq 3 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 3 < U \leq 6 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 6 < U \leq 10 \\ \text{Toxicidad} \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } U > 10 \end{cases}$$

Toxicidad = "Alto"

Índice del Máximo Incidente Tóxico (C)

$$C := Q \cdot U$$

$$C = 364.98$$

$$IToxico := \begin{cases} IToxico \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq C \leq 20 \\ IToxico \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 20 < C \leq 50 \\ IToxico \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 50 < C \leq 200 \\ IToxico \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 200 < C \leq 500 \\ IToxico \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } C > 500 \end{cases}$$

Categoría: $IToxico = \text{"Alto"}$

e) Índice Total Mond (R)

$$R_0 := D \cdot \left[1 + \frac{(\sqrt{F_0 \cdot U \cdot E_0 \cdot A_0})}{10^3} \right]$$

$$R_0 = 26660.157$$

$$Riesgo_0 := \begin{cases} Riesgo_0 \leftarrow \text{"Suave"} & \text{if } 0 \leq R_0 \leq 20 \\ Riesgo_0 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 20 < R_0 \leq 100 \\ Riesgo_0 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 100 < R_0 \leq 500 \\ Riesgo_0 \leftarrow \text{"Alto (grupo 1)"} & \text{if } 500 < R_0 \leq 1100 \\ Riesgo_0 \leftarrow \text{"Alto (grupo 2)"} & \text{if } 1100 < R_0 \leq 2500 \\ Riesgo_0 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } 2500 < R_0 \leq 12500 \\ Riesgo_0 \leftarrow \text{"Extremo"} & \text{if } 12500 < R_0 \leq 65000 \\ Riesgo_0 \leftarrow \text{"Muy Extremo"} & \text{if } 65000 < R_0 \end{cases}$$

Categoría: $Riesgo_0 = \text{"Extremo"}$

II. FACTORES DE SEGURIDAD PARA CORRECCIÓN DE ÍNDICES

1. Prevención de riesgos en Almacenamiento (K1)

- | | |
|--|---------------|
| a) Recipientes a Presión | $FF_1 := 0.9$ |
| b) Tanques Verticales de Almacenamiento No a Presión | $FF_2 := 1.0$ |
| c) Tuberías de Transferencia | |
| Tensión de diseño | $FF_3 := 0.9$ |
| Juntas y Empaques | $FF_4 := 0.9$ |
| d) Contenedores Adicionales | $FF_5 := 1.0$ |
| e) Detección y Respuesta a Fugas y Derrames | $FF_6 := 0.9$ |
| f) Desecho de Material Derramado | $FF_7 := 0.9$ |

$$n := 1..7$$

$$K1 := \prod_n FF_n *$$

$$K1 = 0.59$$

2. Control de Proceso (K2)

a) Sistemas de Alarma	GG ₁ := 0.90
b) Suministro de Emergencia de Energía	GG ₂ := 0.90
c) Sistema de Enfriamiento de Proceso	GG ₃ := 0.95
d) Sistema de Gas Inerte	GG ₄ := 1.00
e) Actividades de Estudio de Riesgos	GG ₅ := 0.85
f) Sistemas de Seguridad para Paros	GG ₆ := 0.75
g) Control por Computadoras	GG ₇ := 0.85
h) Protección contra Explosión o Reacción Incorrecta	GG ₈ := 0.95

i) Instrucciones de Operación

Número de operaciones cubiertas (x) x := 11

$$GG_9 := 1 - \frac{x}{100} *$$

$$GG_9 = 0.89$$

j) Supervisión de la Planta

$$GG_{10} := 0.95$$

$$n := 1..10$$

$$K2 := \prod_n GG_n *$$

$$K2 = 0.335$$

3. Actitudes de Seguridad (K3)

a) Involucramiento de la Gerencia	HH ₁ := 0.95
b) Entrenamiento en Seguridad	HH ₂ := 0.90
c) Procedimiento de Seguridad y Mantenimiento	HH ₃ := 0.95
	HH ₄ := 0.97
	HH ₅ := 0.95
	HH ₆ := 0.95

$$n := 1..6$$

$$K3 := \prod_n HH_n *$$

$$K3 = 0.711$$

4. Protección Contra Incendios (K4)

a) Recubrimiento a Estructuras	II ₁ := 0.95
b) Barreras Resistentes a Fuego	II ₂ := 1.00
c) Equipo de Protección Contra Incendios	II ₃ := 0.95

$$n := 1..3$$

$$K4 := \prod_n IIn *$$

$$K4 = 0.903$$

5. Aislamiento de Materiales (K5)

a) Sistemas de Válvulas

$$JJ_1 := 0.8$$

$$JJ_2 := 0.9$$

$$JJ_3 := 0.65$$

b) Ventilación

$$JJ_4 := 1.0$$

$$n := 1..4$$

$$K5 := \prod_n JJ_n *$$

$$K5 = 0.468$$

6. Combate de Incendios (K6)

a) Alarma de Emergencia

$$KK_1 := 0.90$$

b) Extinguidores

$$KK_2 := 0.95$$

c) Red Contra-Incendios

$$KK_3 := 0.95$$

d) Instalaciones de Rociadores de Agua o Espreas y Monitores

$$KK_4 := 0.95$$

e) Espuma o Inertización

$$KK_5 := 1.00$$

f) Respuesta de la Brigada

$$KK_6 := 0.70$$

g) Cooperación con Otras Plantas

$$KK_7 := 0.90$$

h) Extractores de Humo

$$KK_8 := 1.00$$

$$n := 1..8$$

$$K6 := \prod_n KK_n *$$

$$K6 = 0.486$$

7. Cálculo de Índices Finales

a) Carga de Fuego en BTU/ft²

$$F_1 := F_0 \cdot K_1 \cdot K_4 \cdot K_5$$

$$F_1 = 24788.596$$

$$\text{Grado}_1 := \begin{cases} \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Ligero"} & \text{if } 0 \leq F_1 < 50000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Bajo"} & \text{if } 50000 \leq F_1 < 100000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Moderado"} & \text{if } 100000 \leq F_1 < 200000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Alto"} & \text{if } 200000 \leq F_1 < 400000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Muy Alto"} & \text{if } 400000 \leq F_1 < 1000000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Intenso"} & \text{if } 1000000 \leq F_1 < 2000000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Extremo"} & \text{if } 2000000 \leq F_1 < 5000000 \\ \text{Grado}_1 \leftarrow \text{"Muy Extremo"} & \text{if } 5000000 < F_1 < 10000000 \end{cases}$$

Categoría: Grado₁ = "Ligero"

Duración₁ := Duración₁ ← "1/4 a 1/2 hrs" if 0 ≤ F₁ < 50000
Duración₁ ← "1/2 a 1 hrs" if 50000 ≤ F₁ < 100000
Duración₁ ← "1 a 2 hrs" if 100000 ≤ F₁ < 200000
Duración₁ ← "2 a 4 hrs." if 200000 ≤ F₁ < 400000
Duración₁ ← "4 a 10 hrs" if 400000 ≤ F₁ < 1000000
Duración₁ ← "10 a 20 hrs" if 1000000 ≤ F₁ < 2000000
Duración₁ ← "20 a 50 hrs" if 2000000 ≤ F₁ < 5000000
Duración₁ ← "50 a 100 hrs" if 5000000 ≤ F₁ < 10000000

Rango de la Duración Esperada del Fuego Duración₁ = "1/4 a 1/2 hrs"

b) Índice de Explosión

$E_1 := E_0 \cdot K_2 \cdot K_3$ *

$E_1 = 0.965$

Categoría₁ := Categoría₁ ← "Ligero" if 0 ≤ E₁ ≤ 1
Categoría₁ ← "Bajo" if 1 < E₁ ≤ 2.5
Categoría₁ ← "Moderado" if 2.5 < E₁ ≤ 4
Categoría₁ ← "Alto" if 4 < E₁ ≤ 6
Categoría₁ ← "Muy Alto" if E₁ > 6

Categoría₁ = "Ligero"

c) Índice de Explosión Aerea

$A_1 := A_0 \cdot K_1 \cdot K_5 \cdot K_6$ *

$A_1 = 670.107$

Explosión₁ := Explosión₁ ← "Ligero" if 0 ≤ A₁ ≤ 10
Explosión₁ ← "Bajo" if 10 < A₁ ≤ 30
Explosión₁ ← "Moderado" if 30 < A₁ ≤ 100
Explosión₁ ← "Alto" if 100 < A₁ ≤ 500
Explosión₁ ← "Muy Alto" if A₁ > 500

Categoría: Explosión₁ = "Muy Alto"

d) Índice Global Mond

$$R_1 := R() \cdot K1 \cdot K2 \cdot K3 \cdot K4 \cdot K5 \cdot K6$$

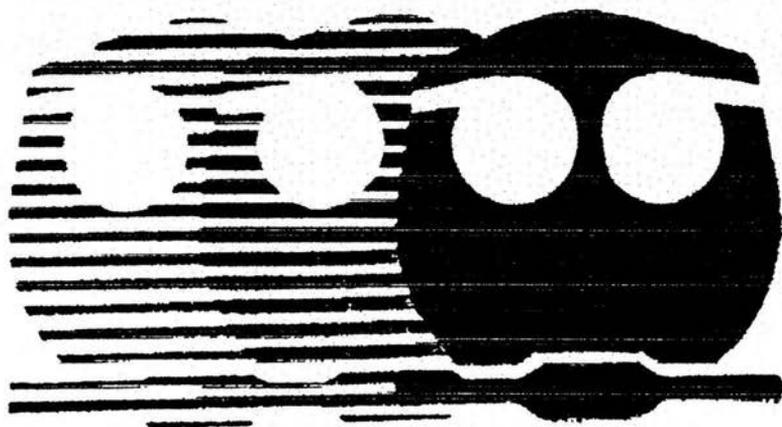
$$R_1 = 769\,796$$

Riesgo₁ :=

Riesgo ₁ ← "Suave"	if $0 \leq R_1 \leq 20$
Riesgo ₁ ← "Bajo"	if $20 < R_1 \leq 100$
Riesgo ₁ ← "Moderado"	if $100 < R_1 \leq 500$
Riesgo ₁ ← "Alto (grupo 1)"	if $500 < R_1 \leq 1100$
Riesgo ₁ ← "Alto (grupo 2)"	if $1100 < R_1 \leq 2500$
Riesgo ₁ ← "Muy Alto"	if $2500 < R_1 \leq 12500$
Riesgo ₁ ← "Extremo"	if $12500 < R_1 \leq 65000$
Riesgo ₁ ← "Muy Extremo"	if $65000 < R_1$

Categoría: Riesgo₁ = "Alto (grupo 1)"

CAPITULO IV



*CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES*



4.1 SUMARIO DEL ANÁLISIS DE RIESGOS DE LA UNIDAD DE MANUFACTURA

ÁREA / PAÍS MÉXICO		DIVISIÓN PEMEX REFINACIÓN				LOCALIDAD SALINA CRUZ, OAXACA	
SITIO HIDROS-II		UNIDAD DE MANUFACTURA UNIDAD 900, ISOMERIZACIÓN				TIPO DE OPERACIÓN ISOMERIZACIÓN	
PREPARADO POR LAURA CORTES CEDILLO		VALOR TOTAL DE REEMPLAZO DE LA UNIDAD 16.9 \$MM				FECHA 2001-09-19	
UNIDAD DE PROCESO	Factor Material FM	IF&E	Valor del área expuesta \$MM	DBMPP \$MM	DRMPP \$MM	Días fuera de Operación	Pérdida por Interrupción de Negocios \$MM
MATERIAL PRINCIPAL							
1.-Tanque de Balance de Carga, FA-900	21	130.5 Alto	5.087	3.968	2.122	33	8.244
Pentano							
2.-Reactores de Isomerización, DC-901 A&B	21	167 Severo	9.876	8.296	4.348	51	12.61
Isopentano							
3.-Torre Estabilizadora, DA-901	21	125.6 Intermedio	9.720	7.582	4.139	49	12.25
Isopentano							
4.-Torre de Lavado Cáustico, DA-902	21	84.5 Moderado	7.231	4.700	2.592	37	9.28
Isobutano							

GRADO DE PELIGRO PARA EL ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	
Rango del IF&E	Grado de Peligro
1 - 60	Ligero
61 - 96	Moderado
97 - 127	Intermedio
128 -158	Alto
>158	Severo



4.2 SUMARIO DEL ÍNDICE MOND DE LA UNIDAD DE ISOMERIZACIÓN, U-900.

ÁREA / PAIS MÉXICO	DIVISIÓN PEMEX REFINACIÓN		LOCALIDAD SALINA CRUZ, OAXACA		
SITIO HIDROS-II	UNIDAD DE MANUFACTURA UNIDAD 900, ISOMERIZACIÓN		TIPO DE OPERACIÓN ISOMERIZACIÓN		
PREPARADO POR LAURA CORTES CEDILLO	REVISADO POR ING. RAMÓN GARCÍA PINEDA		FECHA 2001-11-22		
SECCION DE PROCESO	Factor Material	Carga de fuego	Índice de explosión	Índice de explosión aérea	Índice total Mond
MATERIAL PRINCIPAL	FM	FF	E _F	A _F	R _F
Sección de Alimentación	20.9	120,884 Moderado	0.701 Ligero	6.826 Ligero	101.80 Moderado
Pentano					
Sección de Reacción	21	24,788 Ligero	0.965 Ligero	670 Muy alto	769 Alto (grupo 1)
Isopentano					
Sección de Estabilización	21	89,036.4 Bajo	0.88 Ligero	966.28 Muy alto	1,197 Alto (grupo 2)
Isopentano					
Sección de Lavado Cáustico	19.4	875.013 Ligero	0.804 Ligero	3.272 Ligero	13.128 Suave
Isobutano					



4.3 CONCLUSIONES.

Los objetivos principales del Índice de Fuego y Explosión Dow y del Índice de Fuego, Explosión y Toxicidad son cuantificar el daño potencial esperado de fuego, explosión y reactividad en términos realistas, clasificar las unidades de proceso de acuerdo a su índice, la evaluación de diagramas de distribución en plantas nuevas o en expansión, exámenes iniciales de plantas con procesos nuevos; los cuáles fueron alcanzados en éste estudio

Esta tesis se abordó solo una parte del total del análisis de riesgos realizado en la Planta de Isomerización de pentanos y hexanos, este trabajo servirá al personal que labora en el área para elaborar o actualizar sus programas de mantenimiento operación y seguridad, y para prever la ocurrencia de incidentes. Esto ayudará a PEMEX- Refinación en su política de seguridad y protección al medio ambiente, al realizar estudios de ésta naturaleza en otras plantas.

Esto servirá de base para disminuir los costos de la Planta de Isomerización de pentanos y hexanos, así como, mantener un ambiente seguro de trabajo en sus instalaciones,

Los índices de riesgo son una herramienta muy útil cuando se quiere detectar las áreas de riesgo que pueden existir en una instalación de proceso. Por lo tanto, el Ingeniero Químico debe conocer todo lo relacionado con éstos índices de riesgo, para hacer más seguro el diseño, operación y funcionamiento de los procesos y de esta manera evitar pérdidas humanas y económicas.



BIBLIOGRAFIA

1. Santamaría Ramiro, J.M. Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química, Cap. II; Fundación MAPFRE, España, 1994.
2. ingeniería de Proyectos
3. Loss Prevention in the Process Industries, Vols. 1-2, Butterworths, London 1985.
4. Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad. UNAM-Facultad de Química (1999).
5. Handbook of toxic and hazardous Chemical and Carcinogens. 3ª Edition. Marshall Sittig.
6. Hugo Covantes. El Petróleo. Cap. I y II. 1988.

PAGINAS WEB

- I. unl.edu.ar/incape/campos.html
- II. wzar.unizar.es/servicios/primer/tit/assignaturas/104/10128.html
- III. MiraNet.com.ar

**APENDICE DE TOXICIDAD****FACTOR MATERIAL Y PROPIEDADES**

COMPUESTO	MF	Hc BTU/LB * 10 ³	N _H	N _F	N _R	PUNTO DE INFLAMACION (°F)	PUNTO DE EBULLICION (°F)
Hidrógeno	21	51.6	0	4	0	-5	-423
Hexano	16	19.2	1	3	0	-7	156
Isopentano	21	21.0	1	4	0	<-60	82
Pentano	21	19.4	1	4	0	<-40	97