

16



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**ANÁLISIS DE RIESGO EN EL CIRCUITO DE AIRE AL
CONVERTIDOR 1-D Y GASES DE COMBUSTION**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERA QUIMICA**

P R E S E N T A:

ALEJANDRA BENITEZ BARRERA



MÉXICO, D.F.



**EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA**

2002



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO.

Presidente	Prof.	Jaime Medina Oropeza.
Vocal	Prof.	Eduardo Marambio Dennett
Secretario	Prof.	Modesto Javier Cruz Gómez.
1er. Suplente	Prof.	Celestino Montiel Maldonado
2º. Suplente	Prof.	Nestor Noe López Castillo.

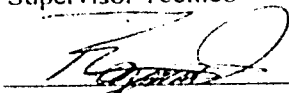
SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA:
Refinería "Héctor R. Lara Sosa", Cadereyta de Jiménez, N.L.
Laboratorio E-212, Edificio E, Facultad de Química, UNAM.

Asesor



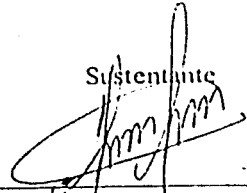
Dr. M. Javier Cruz Gómez

Supervisor Técnico



Ing. Ramón García Pineda

Sustentante



Alejandra Benítez Barrera



AGRADECIMIENTOS.

A DIOS.

Hoy te doy gracias señor,
por permitir que se realizarán mis sueños;
y por estar siempre conmigo, cuándo más lo he necesitado.

A MIS PADRES.

Por el apoyo, cariño y sobre todo la confianza,
para que me realizara como profesionista.

A MI HERMANA AMADA.

Por comprenderme y sobre todo por creer en mí,
por brindarme su apoyo para que terminara la escuela.
Por escucharme y por los consejos que siempre me ha dado.

A MIS HERMANOS.

Por su apoyo y cariño.

A OSCAR (mi novio)

Por su apoyo, cariño, paciencia y por los días que ha estado a mi lado.

A MIS MAESTROS.

A quienes agradezco mi preparación.

AL DOCTOR JAVIER CRUZ MODESTO.

Por el asesoramiento brindado durante el desarrollo del presente trabajo de tesis.

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.

Con respeto y orgullo te menciono.

A MIS AMIGOS.

Gracias por su amistad.



BUSCA EL TRIUNFO

Después mucho esperar, un día como cualquier otro decidí triunfar, decidí no esperar a las oportunidades sino yo mismo buscarlas.

Decidí ver cada problema como la oportunidad de encontrar una solución, decidí ver cada desierto como la oportunidad de encontrar un oasis, decidí ver cada noche como un misterio a resolver, decidí ver cada día como una nueva oportunidad de ser feliz.

Aquel día descubrí que mi único rival no eran mas que mis propias debilidades, y que en estas, está la única y mejor forma de superarnos, aquel día deje de temer a perder y empecé a temer a no ganar, descubrí que no era yo el mejor y que quizás nunca lo fui, me dejo de importar quien ganara o perdiera, ahora me importa simplemente saberme mejor que ayer.

Aprendí que lo difícil no es llegar a la cima, sino jamás dejar de subir.

Aprendí que el mejor triunfo que puedo tener, es tener el derecho de llamarle a alguien "Amigo"

Descubrí que el amor es mas que un simple estado de enamoramiento.

Aquel día deje de ser un reflejo de mis escasos triunfos pasados y empecé a ser mi propia tenue luz de este presente; aprendí que de nada sirve ser luz si no vas a iluminar el camino de los demás.

Aquel día decidí cambiar tantas cosas, aquel día aprendí que los sueños son solamente para hacerse realidad, desde aquel día ya no duermo para descansar ahora simplemente duermo para soñar...



CONTENIDO.	PAG.
CONTENIDO.	V
ÍNDICE DE TABLAS.	VIII
ÍNDICE DE GRÁFICAS.	IX
CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN.	2
OBJETIVOS.	5
CAPITULO II. MARCO TEORICO.	
2.1 Principales métodos de identificación de peligros.	8
2.2 Métodos comparativos de identificación de peligro.	9
2.2.1 Códigos y normas.	10
2.2.2 Lista de comprobación.	10
2.2.3 Análisis histórico de accidentes.	10
2.3 Índice de peligro.	10
2.4 Métodos generalizados.	11
2.4.1 Análisis de riesgo y operabilidad HazOp.	11
2.4.1.1 Metodología.	12
2.4.1.2 Pasos preliminares para dicho análisis.	12
2.4.1.3 Etapas de un análisis de riesgos.	13
2.4.2 Análisis WHAT IF.	15
2.4.3 Análisis de árbol de fallas (FTA).	15
2.4.3.1 Símbolos básicos habituales.	16
2.4.4 Análisis de árbol de sucesos (ETA).	18



2.4.5	Análisis de consecuencias.	18
2.4.5.1	Características de inflamabilidad.	18
2.4.5.2	Elementos necesarios para producir un incendio.	19
2.4.5.3	Punto de destello.	20
2.4.5.4	Temperatura de auto-ignición.	20
2.4.6	Diagramas de Inflamabilidad.	21
2.4.7	Grado de inflamabilidad de distintos materiales.	22
2.4.8	Fuentes de ignición.	23
2.4.9	Explosiones.	25
2.4.10	Liberación de energía de presión.	25
2.4.11	Liberación de energía química.	26
2.4.12	Efectos de incendio y explosiones.	28
2.4.13	BLEVE.	29
2.4.14	Explosiones confinadas.	29
2.4.15	Explosiones no confinadas.	30
2.4.16	Derrame de líquidos tóxicos.	31
2.5	Planta FCC-I.	32
2.5.1	Craqueo catalítico en lecho fluidizado.	33
2.5.2	Mecanismo de craqueo catalítico.	36
2.5.3	Reacciones de craqueo.	38
2.5.4	Craqueo de parafinas.	40
2.5.5	Craqueo de olefinas.	40



2.5.6	Craqueo de hidrocarburos nafténicos.	41
2.5.7	Craqueo de hidrocarburos aromáticos.	41
2.5.8	Catalizadores de craqueo.	42
2.5.9	Variables de proceso.	43

CAPÍTULO III. TRABAJO DE CAMPO.

3.1	Descripción del proceso de la planta.	47
3.1.1	Realización del análisis de riesgo.	49
3.1.2	Matriz de riesgos y clasificación de recomendaciones	53
3.2	Descripción del proceso del circuito.	56
3.2.1	Nodos y desviaciones analizadas.	60
3.2.2	Metodología para el análisis de árbol de fallas.	72
3.2.3	Método para encontrar los conjuntos mínimos.	74
3.2.4	Jerarquización de los conjuntos mínimos.	75
3.3	Definición del evento culminante y descripción del sistema.	76
3.4	Análisis de consecuencias.	83

CAPÍTULO IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

4.1	Conclusiones del HazOp.	94
4.2	Lista de buenas prácticas.	101
4.3	Conclusiones del árbol de fallas	102
4.4	Conclusiones del análisis de consecuencias.	103

ANEXOS.

Anexo. I.	Propiedades del propileno.	105
Anexo. II.	Nomenclatura.	115
Anexo. III.	DTI's (Diagramas de Tubería e Instrumentación.).	117

BIBLIOGRAFIA.	125
----------------------	------------

**ÍNDICE DE TABLAS.**

Tabla 2.1	Símbolos comunes para el análisis de árbol de fallas.	17
Tabla 2.2	Distribución de fuentes de ignición.	24
Tabla 3.1	Hoja de trabajo para el HazOp.	50
Tabla 3.2	Parámetros de procesos comunes en un Análisis (HazOp).	51
Tabla 3.3	Terminología para el Análisis HazOp.	52
Tabla 3.4	Niveles de probabilidad y gravedad para el HazOp.	55
Tabla 3.5	Matriz de riesgos.	55
Tabla 3.6	Nodos seleccionados para el circuito.	61
Tabla 3.7	Reglas booleanas para el árbol de fallas.	76
Tabla 3.8	Cálculos efectuados por conjuntos mínimos para el turbo expansor.	77
Tabla 3.9	Resultados del árbol de fallas.	78
Tabla 3.10	Valores de potencial de pérdida y pérdida probable.	80
Tabla 3.11	Datos para el Modelo PHAST.6.	83
Tabla 3.12	Cantidades calculadas del PHAST.6	84
Tabla 3.13	Efectos de explosión para el Modelo de TNT.	85
Tabla 3.14	Criterios para la localización de la explosión de la nube.	86
Tabla 3.15	Efecto de explosión.	86
Tabla 4.1	Lista de recomendaciones obtenidas del HazOp.	95
Tabla 4.2	Resultado del árbol de fallas.	102



ÍNDICE DE GRÁFICAS.

Gráfica 1.	Radiación para el dardo de fuego.	87
Gráfica 2.	Concentración	87
Gráfica 3.	Huella de la nube	88
Gráfica 4.	Vista lateral de la nube.	88
Gráfica 5.	Radiación.	89
Gráfica 6.	Sobre presión.	89
Gráfica 7.	Explosión.	90
Gráfica 8.	Llamarada de fuego.	90
Gráfica 9.	Explosión (TNT).	91
Gráfica 10.	Explosión de una sobre-presión.	91



FACULTAD DE QUÍMICA.

*CAPÍTULO I
INTRODUCCIÓN.*



INTRODUCCION.

La industria química, en particular, es una rama preocupada por la innovación, en ella se desarrollan continuamente nuevos procesos y productos para satisfacer cada día más las necesidades de la sociedad moderna, la cual requiere de productos con características muy particulares, de alta calidad y bajo costo. Sin embargo hay que recordar que los profesionales de la industria química en su afán de producir satisfactores humanos con mucha frecuencia desarrollan procesos que requieren altas presiones y temperaturas, además que utilizan materiales con características fisicoquímicas que presentan un peligro para la salud humana, al ambiente y a la propiedad.

Los elementos que dan origen a los riesgos presentes en una operación industrial son, en términos muy generales, los siguientes:

- 1) Materias primas
- 2) Proceso
- 3) Productos terminados
- 4) Recurso humano
- 5) Medio ambiente

Es la interrelación de estos elementos, a través de la tecnología utilizada, lo que da por resultado la existencia de riesgos reales y potenciales y su magnitud depende de las características particulares de los elementos mencionados.

Dentro de la Industria Química hay una creciente preocupación por aplicar métodos sistematizados para eliminar o reducir los riesgos, debido a que la sociedad en general, reclama a la industria una mayor seguridad para sus miembros, propiedades y medio ambiente.

Cuando algo nuevo o distinto a lo usual se lleva a cabo en una planta química, existe el riesgo de que alguna parte del proceso no se comporte conforme a lo esperado. Esta desviación puede tener efectos muy serios en alguna parte del proceso.



El análisis de riesgos puede realizarse a través del " sentido común", pero la complejidad de la tecnología moderna ha hecho que el proceso de análisis sea también complejo. Por ello ha sido necesario el desarrollar y establecer metodologías sistematizadas de alta confiabilidad, para realizar los diagnósticos de seguridad de los procesos industriales

El resultado del estudio muestra que las metodologías más frecuentemente utilizadas por la Industria Química en los Estados Unidos son los análisis de peligros, de los cuales algunos de ellos se mencionan a continuación.

What if?

Hazop

Listas de verificación

Hazan

Dow Index

ICI Mond Index

La cada vez más fuerte presión social y gubernamental, ha orientado a la industria química a la toma de decisiones oportunas para la eliminación o reducción de los riesgos de manera efectiva, esto está dando por resultado el uso de la metodología más confiables, que garanticen la identificación de todos los riesgos, reales y potenciales, existentes a las unidades operativas.

Una de las técnicas más creativas y versátiles y una de las más aceptada por sus resultados es el HaZop.

Existe la tendencia natural de hacer tangible la magnitud de un riesgo identificado, sobre todo cuando no está muy "clara su probabilidad de ocurrencia", es por ello que algunas empresas de la industria de proceso han utilizado metodologías para evaluar los riesgos.

El costo de los accidentes en la industria química es difícil de cuantificar, ni siquiera en términos meramente económicos. Durante 1984, en tan sólo 5 accidentes en la industria química se produjeron unas pérdidas directas estimadas de 268 millones de dólares. Cada año suceden cientos de accidentes menores, a menudo sin que trascienda al público general. Al costo total material directo de los accidentes es necesario añadir el debido a los consiguientes paros de la producción, pérdidas de materias primas y



productos, el debido a los litigios y a las indemnizaciones por causa de daños a las personas o a la propiedad, así como las primas de los seguros.

La preocupación por los temas de seguridad en la industria química, así como por los de higiene industrial, está llamada a continuar creciendo en el futuro próximo. Entre las numerosas expresiones públicas de este tendencia en los últimos años está la del Comité de Química de las comunidades Europeas, cuyo informe dice textualmente , refiriéndose a la década de los 90: "La seguridad y la higiene industriales importarán aún más que ahora. Habrá que presentar atención no sólo a mejorar lo relativo a la seguridad en el ámbito de la industria química... sino también al riesgo que supone su funcionamiento para la población circundante y para el medio ambiente a largo plazo La industria química europea tendrá que desarrollar una política adecuada de disminución de riesgos... y por lo tanto habrá de desarrollar nuevos productos, tecnologías y procesos".

En la Industria Química en México el uso de sistemas formales es incipiente y sólo algunos grupos industriales importantes han iniciado su aplicación (Dupont y Celanese Mexicana).

En 1985, el grupo Negromex aplicó las metodologías HaZop y Hazan en el diseño de una planta piloto con excelentes resultados.

El presente trabajo que se describe a continuación es parte del estudio del Análisis de riesgos llevado a cabo por la Universidad Nacional Autónoma de México, en una planta de desintegración catalítica, para PEMEX- Refinación.

El alcance del proyecto comprende la actualización de los DTT's (Diagramas de Tubería e Instrumentación) requisito indispensable para la realización del análisis de riesgos, mismo que se realiza en las instalaciones de la planta catalítica FCC-I.

Esta tesis solo comprende análisis de riesgos del circuito "aire y gases de combustión al convertidor I-D".

La presente tesis también incluye escenarios para el Árbol de Fallas y Análisis de Consecuencias.



El escenario seleccionado para aplicar la técnica de análisis de Árbol de Fallas es:

- Paro del turbo-expansor 221-J

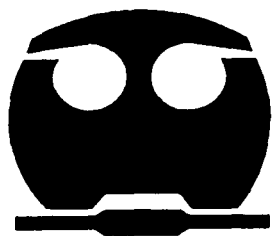
Para el análisis de consecuencias:

- Explosión de una nube de propileno que puede darse por una fuga en el sello de la bomba 162-J/JA.

Para fundamentar estos escenarios seleccionados tanto para el análisis de árbol de fallas como para el análisis de consecuencias, primero se hizo una revisión de los registros de incidentes ocurridos en el área y posteriormente se consideraron los puntos de mayor importancia en la operación de la planta como severidad en la operación, inflamabilidad y explosividad de las sustancias producidas y procesadas en la Planta Catalítica (FCC-I).

OBJETIVOS:

- 1) Localizar y evaluar los peligros, mediante la aplicación de la técnica HazOp en el circuito "aire y gases de combustión al convertidor I-D"
- 2) Aplicar la Técnica de Análisis de Árbol de Fallas para el turbo-expansor 221-J
- 3) Establecer los posibles daños ocasionados, aplicando la Técnica de Análisis de Consecuencias en el escenario de explosión de una nube no confinada para la Bomba 162-J/JA.
- 4) Crear una cultura de seguridad al personal involucrado en la operación, mantenimiento y administración de la planta.



FACULTAD DE QUÍMICA.

*CAPÍTULO II
MARCO TEORICO.*



ANTECEDENTES.

La palabra *riesgo* suele utilizarse para indicar la posibilidad de sufrir pérdidas, o como una medida de pérdida económica o daño a las personas, expresadas en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias. Corresponde en inglés al término risk.⁷

Por otra parte, utilizamos también la palabra *peligro* (hazard) para designar una condición física o química que puede causar daños a las personas, al ambiente o la propiedad.

HazOp (Hazard and Operability Analysis) significa Análisis de Riesgos y Operabilidad, es una traducción errónea que se ha venido mencionando en algunas traducciones de libros, sin embargo la palabra adecuada sería Análisis de Peligros y Operabilidad.

El análisis de peligro permite, por cada tipo de análisis empleado, cuantificar el potencial de accidentes existentes en una determinada instalación o proceso y si se considera demasiado elevado, compara las diferentes alternativas de solución.

Cuando se identifiquen los posibles peligros de una instalación, más oportunidades habrá de cambiar la ruta de reacción, las condiciones de proceso o el tipo de equipo a utilizar de manera que se reduzca la posibilidad de accidente, o en su caso, que se produzcan los efectos moderados.

Lo que no pueda implementarse como seguridad intrínseca del proceso habrá de añadirse como seguridad extrínseca: controles, alarmas, equipos redundantes, procedimientos de seguridad, etc., con el siguiente aumento en la inversión. A medida que se pasa de la definición y desarrollo del proceso a las etapas de diseño y construcción sigue habiendo posibilidades para seguridad extrínseca, pero las oportunidades de seleccionar condiciones que aumenten la seguridad intrínseca disminuyen. Es pues, necesario realizar un análisis básico de riesgos en etapas muy tempranas del diseño del proceso, que se irá sofisticando a medida que éste se define con más precisión.⁷



2.1 PRINCIPALES MÉTODOS DE IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS.

1) Métodos Comparativos.

- Códigos
- Listas de comprobación (Checklists)
- Análisis histórico de accidentes.

2) Índices de peligro.

- Índice Dow
- Otros índices: Dow-Mond, IFAL, etc

3) Métodos Generalizados

- Análisis de Peligro y Operabilidad (HAZOP)
- Análisis de Modalidades de fallo y sus Efectos (FMEA)
- Análisis de Arbol de Fallas (FTA)
- Análisis de Arbol de Sucesos (ETA)
- Análisis WHAT IF



2.2 MÉTODOS COMPARATIVOS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS.

Los métodos comparativos de identificación de riesgos se utilizan para evaluar la seguridad de una instalación a la luz de la experiencia adquirida en operaciones previas de la compañía o en organizaciones externas a la misma. Así, en empresas químicas de cierta envergadura es frecuente que se hayan elaborado manuales técnicos internos que especifican cómo diseñar, distribuir en planta, instalar, operar, etc., los equipos utilizados en sus instalaciones.⁷

2.2.1 Códigos y Normas.

El contenido de los manuales puede variar considerablemente, aunque siempre cumpliendo la legislación local y nacional, así como los estándares habituales de las distintas ramas de ingeniería. Éstos están disponibles, compilados en forma de códigos y normas (ASME, ASTM, API, NFPA, TEMA, AD-Merkblatt, etc.), suministrando una experiencia complementaria a la que pueda haber documentado una empresa determinada.

El procedimiento a seguir para esta técnica es la siguiente:

- 1) Utilizar manuales técnicos internos disponibles.
- 2) Códigos y estándares de ingeniería en la evaluación de aceptabilidad de un diseño.
- 3) Si se encontraran diferencias en un diseño respecto a los requerimientos documentados, investigar las razones por las cuales no se consiguieron los procedimientos usuales y establecer las medidas correctivas si estas son necesarias.

Otro método comparativo de identificación de peligros en el que también se hace uso de la experiencia acumulada por una organización industrial son las denominadas **listas de comprobación** (safety checklists).



2.2.2 Una lista de comprobación (safety checklists).

Es un recordatorio útil que, por lo general, se ha elaborado a través de los años por distintas personas y que, permite comparar el estado de un sistema con una referencia externa, identificando directamente carencias de seguridad en algunos casos o las áreas que requieren un estudio más profundo en otros. Las listas de comprobación pueden aplicarse a la evaluación de equipos, materiales o procedimientos, y el grado de detalle varía considerablemente desde las generales a las que se elaboran para equipos, procesos o procedimientos muy específicos.⁷

2.2.3 Análisis histórico de accidentes.

Es una herramienta de identificación de riesgos que hace uso de los datos recabados en el pasado sobre accidentes industriales. La ventaja de esta técnica radica en que se refiere a accidentes ya ocurridos, por lo que los peligros identificados con su uso son indudablemente reales. Por otro lado, ahí reside también su principal limitación, ya que el análisis sólo se refiere a accidentes que han tenido lugar y de los cuales se posee información.

2.3 INDICES DE PELIGRO.

Los índices de peligro, como el índice Dow (de incendio y explosión) o el índice Mond, proporcionan un método directo y relativamente simple de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso, así como de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. No son, por lo tanto, sistemas que se utilicen para señalar riesgos individuales, sino que proporcionan un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado.



2.4 MÉTODOS GENERALIZADOS.

Proporcionan esquemas de razonamiento aplicables en principio a cualquier situación, lo que los convierte a herramientas de análisis, versátiles y de gran utilidad.

2.4.1 Análisis de peligro y operabilidad (HazOp).

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, paro). 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.

- Esta técnica se basa en los siguientes dos puntos:

1) Carácter sistemático:

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 sus causas, consecuencias y posibles acciones correctoras, para que el análisis se pueda llevar a cabo una forma más ordenada.

2) Carácter multidisciplinario:

Se aplica 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.

2.4.1.1 Metodología.

En particular, la sistemática del método requiere que los diagramas de líneas e instrumentación estén completos. A partir de este momento, el análisis HazOp debe de llevarse a cabo lo antes posible, con el fin de poder realizar los cambios necesarios con un costo mínimo. Sin embargo, es importante señalar que también en etapas posteriores puede realizarse éste u otros tipos de análisis. Así, tan pronto como se hayan identificado las materias primas y los productos intermedios debe realizarse una revisión crítica para evaluar la posibilidad de cambios en el proceso hacia rutas de mayor seguridad intrínseca, así como para identificar las áreas donde se necesite más información sobre las propiedades peligrosas de las sustancias involucradas.

2.4.1.2 Pasos preliminares para el desarrollo del análisis Hazop.

- 1) Formación de un equipo multidisciplinario adecuado, en el que intervengan personas con distintas funciones.
- 2) Las personas que deban formar el equipo multidisciplinario son las siguientes:
El Ingeniero eléctrico, Ingeniero de operación, Ingeniero de mantenimiento, Ingeniero de inspección y seguridad.
- 3) En ocasiones un químico (que puede provenir del departamento de investigación, especialmente cuando se considera que pueden darse reacciones poco habituales), etc.
- 4) Además de los anteriores, es fundamental que dirija alguien con considerable experiencia previa en análisis. Su misión consiste en actuar de facilitador, asegurándose de que se sigue el procedimiento correcto y que no se descuida ningún detalle, estimulando la discusión, etc.



La sistemática del análisis HAZOP se indica a partir de las palabras guía, o bien de otras palabras similares aplicándolas a cada una de las líneas de proceso que entran o salen de un elemento determinado en la planta. Las palabras guía se aplican tanto a acciones (reacción, transferencia, etc) como a parámetros específicos (presión, temperatura, etc). A partir de aquí las palabras guía permiten identificar desviaciones, es decir circunstancias en las cuales la intención definida no se cumple.

Una vez identificada una desviación con estas características, el paso siguiente consiste en proponer soluciones correctoras, y evaluar su costo. En algunos casos se requerirá un análisis más profundo, incluyendo, por ejemplo, una simulación por ordenador del accidente para estimar sus consecuencias, y/o un estudio formal de la probabilidad del suceso.

2.4.1.3 Etapas de un análisis de riesgos.

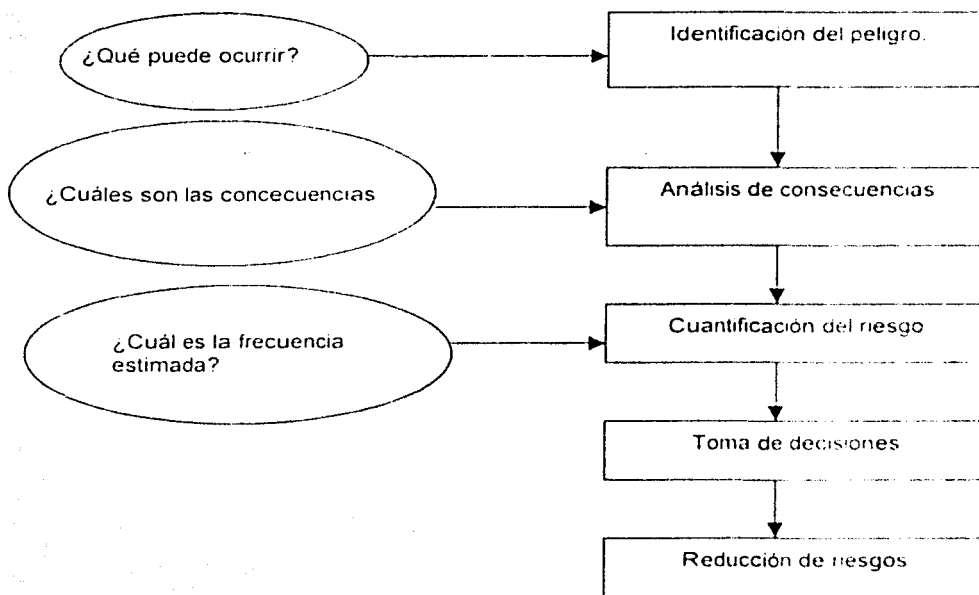
Un análisis de riesgos orientado a la prevención de accidentes implica con carácter general, las siguientes etapas:

- 1) Identificación de sucesos no deseados, que pueden llevar a la materialización de un peligro. Técnicas disponibles: What if, checklist, Hazop.
- 2) Análisis de los mecanismos por los que estos sucesos tienen lugar. Técnicas disponibles: Análisis de árbol de fallas (FTA) o análisis de árbol de eventos (ETA).
- 3) Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que se producen. Técnicas disponibles: Base de datos de frecuencia de fallas, modelos de cálculo de efectos de incendios, explosiones y sustancias tóxicas.

De manera conceptual, el análisis de riesgos se desarrolla en distintas etapas, en cada una de las cuales se responde a una pregunta general como se describe a continuación.



ETAPAS DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS.



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

- 1) Pueden producir un efecto adverso significativo
- 2) Tienen una probabilidad razonable de producirse. En esta etapa es importante la experiencia acumulada sobre el proceso en estudio, lo que nos permitirá descartar, sin un razonamiento previo, las desviaciones improbables.



La segunda pregunta es ¿Cuáles son las consecuencias?. Para responder a esta pregunta es necesario contar con un modelo o modelos que relacionen la causa original identificada con los efectos previstos, de manera que estos últimos puedan ser cuantificados. Estos modelos predicen la intensidad y duración de un escape y la magnitud de las zonas afectadas.

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

2.4.2 Análisis WHAT IF.

El análisis What If es mucho menos estructural que el análisis HazOp, el objetivo de este análisis es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados; utiliza la pregunta ¿Qué pasaría 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.

2.4.3 Análisis de árbol de fallas (FTA). (Fault Tree Analysis).

Este análisis supone que un suceso no deseado (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido, y busca las causas del mismo, es una técnica deductiva que emplea símbolos propios de la lógica Booleana para descomponer las causas de un evento culminante en fallas básicas de equipo o errores humanos.⁷



Es un proceso deductivo que permite determinar cómo puede tener lugar un suceso particular. Como método de análisis de peligro es uno de los más estructurados, y puede aplicarse a un solo sistema o a sistemas interconectados. Es, además, una de las pocas técnicas capaces de tratar adecuadamente los fallos por causa común. Sin embargo, la aplicación del análisis FTA a sistemas complejos puede revestir dificultades matemáticas considerables para el no iniciado.

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 de sus elementos contribuyentes, ya sean éstas fallas humanas o de equipos de la planta, sucesos externos, etc. El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el suceso culminante que ocupa la cúspide de árbol.⁷

2.4.3.1 Símbolos básicos habituales.



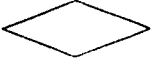


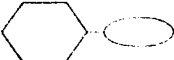

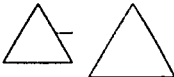
Las puertas O y las puertas Y.

- 1) La lógica de una puerta O implica que el suceso de salida se verifica siempre que se cumpla al menos uno de los sucesos de entrada
- 2) Las puertas Y exigen que todos los sucesos de entrada se verifiquen para que tenga lugar el suceso de salida. Para que ocurra el evento culminante no sólo tiene que fallar el sistema de riesgo, sino que además deben fallar las revisiones periódicas.

El análisis de árbol de fallas en sistemas complejos es una técnica que requiere tiempo y experiencia en su aplicación. A pesar de ello se han desarrollado técnicas matemáticas que permiten la simplificación de árboles de fallas, y existen en el mercado programas de ordenador que facilitan notablemente su construcción. También es importante la identificación de los *conjuntos de separación* que es el nombre con que se conoce a aquellas agrupaciones de sucesos que son suficientes para que ocurra el evento culminante.



Tabla 2.1 Símbolos comúnmente utilizados en el análisis de árbol de fallos.

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



2.4.4 Análisis de árbol de sucesos (ETA)

Evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un suceso determinado. Se hace énfasis en un suceso inicial que se supone que ya ha ocurrido, y se construye un árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final (o a la ausencia de éste si una secuencia de circunstancias favorables es capaz de anular sus consecuencias)

El análisis de árbol de sucesos es especialmente adecuado para estudiar las posibles secuencias de evolución de los acontecimientos tras un accidente.

2.4.5 Análisis de consecuencias

Desde el punto de vista del análisis de riesgos, la evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere el conocimiento de datos que definan el escenario en el que ocurre el incendio o la explosión. Necesitamos saber, por ejemplo, cuánto material dentro de los límites de inflamabilidad existe en una nube en el momento de la explosión, o cuánto líquido inflamable existe en el derrame que se ha incendiado. Por ello es frecuente que los modelos para la determinación de efectos que se utilizan partan de los resultados de modelos de emisiones.

2.4.5.1 Características de inflamabilidad

El término de *inflamabilidad* hace referencia a la mayor o menor facilidad con que una sustancia puede arder en aire o en algún otro gas que pueda servir como comburente. La combustión es una reacción química en la que se libera energía a partir de la oxidación de un material determinado, y el fuego es una consecuencia visible, en determinadas circunstancias de esta combustión. La combustión ocurre en la fase vapor, lo que significa que los líquidos deben evaporarse o los sólidos descomponerse y volatilizarse antes de entrar propiamente en combustión.⁵



2.4.5.2 Los elementos necesarios y suficientes para que se produzca un incendio son:

- 1) Combustible.
- 2) Comburente.
- 3) Ignición.

Si falta cualquiera de sus elementos, el incendio no puede producirse. Así, un incendio no puede ocurrir si no hay combustible, o si no está presente en la proporción y cantidad requerida, si no hay oxígeno u otro comburente en las cantidades adecuadas, o si no hay una fuente de ignición de suficiente potencia (Ver figura No. 1).

Incendios y explosiones presentan muchas características similares, siendo su principal diferencia la velocidad a la que se produce la liberación de energía durante la combustión del material, que es mucho menor en los fuegos que en las explosiones, ya sean estas detonaciones o deflagraciones.⁵

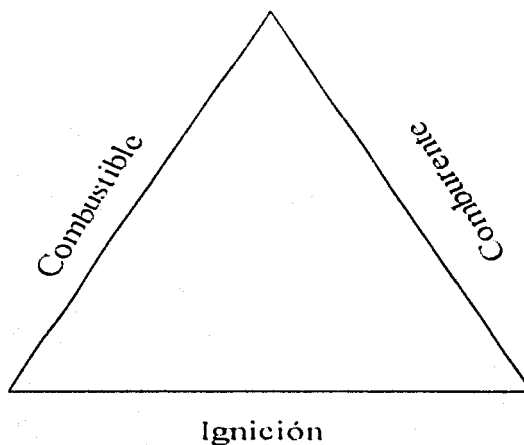


Figura No. 1 Triángulo del fuego.



2.4.5.3 El punto de destello.

También conocido como punto de flash (flash point) de una sustancia, t_f es la temperatura mínima a la cual se produce el suficiente vapor como para formar, cerca de la superficie de un líquido combustible, una mezcla con aire que esté dentro de los límites de inflamabilidad. El término *punto flash* sólo tiene sentido aplicado a líquidos estables en aire, o a sólidos que fundan antes de comenzar a arder. El punto flash generalmente aumenta al aumentar la presión total.⁵

2.4.5.4 La temperatura de auto ignición, t_a

Es la temperatura a la cual una sustancia inflamable es capaz de quemarse en aire, sin una fuente de ignición *externa*. La autoignición transcurre, por lo tanto, sin necesidad de llama o chispa, a partir del propio nivel térmico de la mezcla gaseosa, o bien por contacto con una superficie caliente.^{7,5}

La temperatura de auto-ignición depende de numerosas variables como:

- 1) Aumento en el volumen del sistema.
- 2) Presión total de operación
- 3) Concentración de oxígeno.

Los límites de inflamabilidad nos proporcionan el intervalo de concentraciones de combustible (normalmente en porcentaje de volumen) dentro del cual una mezcla gaseosa puede entrar en ignición y arder. Por debajo del límite inferior de inflamabilidad (L. I. I.), no existe suficiente combustible como para propagar la combustión.



2.4.6 Diagramas de Inflamabilidad.

Esta gráfica de concentración - temperatura. (Ver figura No.2) se señalan los límites de inflamabilidad para una mezcla hipotética de gases. El punto A corresponde al punto de destello, a una mezcla saturada de vapor a una temperatura tal que la concentración resultante corresponde al límite inferior de inflamabilidad (L.I.I). El punto B se tiene una mezcla saturada a la concentración correspondiente al punto superior de inflamabilidad (L.S.I).

Un aumento de la temperatura ensancha el intervalo de inflamabilidad. Como consecuencia, dependiendo de la posición inicial sobre el diagrama un aumento de temperatura puede trasladar una mezcla tal como la C, inicialmente no inflamable, dentro de la zona de inflamabilidad (C').

La diferencia entre las temperaturas correspondientes a los puntos A y B de la gráfica nos proporciona el intervalo de temperaturas en que un sistema *en equilibrio* estaría entre los límites de inflamabilidad.⁵

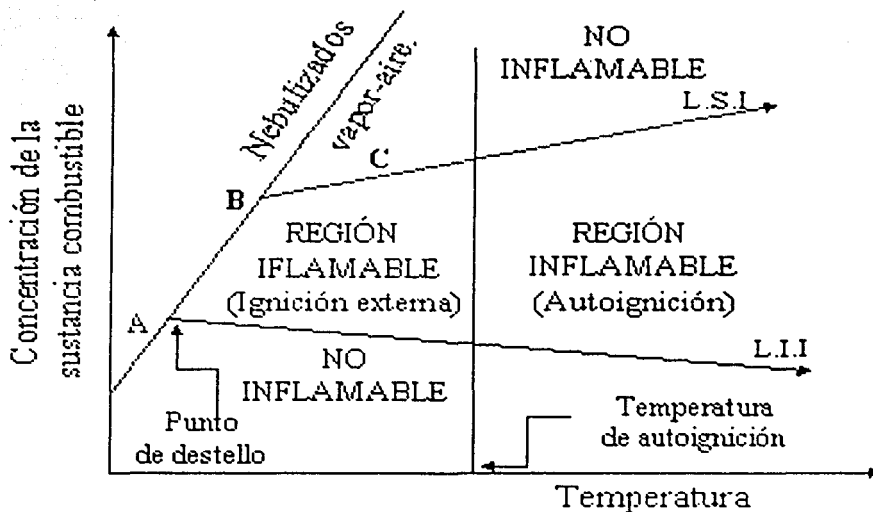


Figura No.2 Diagrama de concentración-temperatura, mostrando las características de inflamabilidad.



2.4.7 Grado de inflamabilidad de los distintos materiales.

No existe un único parámetro capaz de caracterizar la inflamabilidad de los distintos materiales, sino que intervienen varias propiedades en distintos grados de importancia. Entre ellas podríamos citar los ya vistos punto de flash (punto de destello) de gran importancia en cuanto a la inflamabilidad de líquidos combustibles, límites de inflamabilidad y temperatura de autoignición; pero también son de importancia la energía de ignición, velocidad de combustión, calor de combustión, punto de fusión en sólidos, viscosidad, relación carbono/hidrógeno, etc.

La NFPA clasifica (NFPA 325M, NFPA 704) los distintos materiales, de acuerdo a sus características de inflamabilidad, dividiéndolos en cinco apartados:

- 1) **Grado de inflamabilidad 0:** Corresponde a materiales que no arden si están expuestos a temperaturas de 815°C en aire durante cinco minutos. Ejemplos de este tipo de materiales son el cloruro de aluminio o el nitrato amónico.
- 2) **Grado de inflamabilidad 1:** Se asigna a los materiales que necesitan un precalentamiento considerable para arder, cualesquiera que sean las condiciones ambientales. Dentro de este grupo entran materiales que arden antes de cinco minutos al exponerlos a aire a 815°C y líquidos, sólidos y semisólidos combustibles con un punto de flash más alto que 93.4°C. Como ejemplos pueden citarse el dietilenglicol o el alcohol bencílico.
- 3) **Grado de inflamabilidad 2:** Los materiales en este apartado no forman atmósferas peligrosas en contacto con aire bajo condiciones normales, pero sí pueden hacerlo tras un calentamiento moderado, o al ser expuestos a altas temperaturas. Dentro de este grupo están los líquidos con un punto flash (punto de destello) sobre 37.8°C e inferior a 93.4°C, así como los sólidos y semisólidos que producen vapores inflamables con cierta facilidad.

Algunos ejemplos son: El ácido acético y la anilina.



- 4) **Grado de inflamabilidad 3:** Corresponde a líquidos y sólidos que, sometidos a ignición, pueden arder bajo condiciones ambientales o próximas a ellas. Dan origen a atmósferas inflamables en aire, prácticamente en todas las condiciones habituales. En cuanto a sólidos, pertenecen a este grupo aquellos fibrosos (por ejemplo, algodón), o en su caso de granulometría relativamente gruesa que, aunque no forman habitualmente atmósferas explosivas en aire pueden arder fácilmente, así como otros sólidos que arden con gran facilidad por contener oxígeno en su molécula (por ejemplo, nitrocelulosa seca). Otros ejemplos son la acetona o la dietilamina.
- 5) **Grado de inflamabilidad 4:** Son los materiales que se vaporizan rápidamente en condiciones ambientales y proporcionan una combustión rápida. Se incluyen los gases, materiales criogénicos, líquidos inflamables con punto de flash inferior a 22.8°C y materiales que a causa de su forma física o propiedades pueden dispersarse con facilidad en el aire, formando mezclas explosivas, tales como polvos combustibles finamente divididos y nieblas de líquidos inflamables. El carbón, a pesar de su baja volatilidad, puede tener un índice NFPA de 3 o incluso 4, cuando se muele un tamaño de partícula muy fino.⁷

2.4.8 Fuentes de ignición.

La presencia de una fuente de ignición es el tercer elemento indispensable del triángulo del fuego. La afirmación puede invertirse, en el sentido de que, si se evita la presencia de fuentes de ignición, se evita el fuego.

Para que ocurra la ignición es necesario suministrar la energía mínima de ignición, suficiente para iniciar la inflamación de la mezcla. Todos los materiales poseen su característica energía mínima de ignición, que varía con las condiciones ambientales como presión y composición de la mezcla combustible.



Tabla 2.2 Distribución de las fuentes de ignición causantes de incendios en la industria química y petroquímica (% número de casos). Los datos proceden de un estudio de la Fire Protection Association durante el periodo 1971-73

Fuentes de ignición.	%	% modificado
Superficies calientes	10.1	18.2
Llamas de quemadores	10.1	18.2
Equipo eléctrico	7.6	13.6
Ignición espontánea	7.6	13.6
Chispas y calor debidos a fricción	7.6	13.6
Llamas de oxiacorte	5.1	9.1
Niños con fósforos	3.8	6.8
Ignición intencionada	2.5	4.5
Electricidad estática	1.3	2.3
Causa de ignición desconocida	44.3	---

La ignición por causas de naturaleza eléctrica ocurre con gran frecuencia en la industria química, como también se muestra en la tabla anterior (Datos validos obtenidos solo para el periodo indicado en la tabla antes mencionada). Aquí cabe considerar tanto la ignición debida al equipo o instalaciones eléctricas (13.6 por 100 de las causas de ignición identificadas), como lo que procede de la acumulación de cargas electrostáticas (2.3 por 100). En el primer caso, el equipo eléctrico se utiliza ampliamente en las industrias de proceso, y puede ser una fuente de ignición a no ser que se ejerza un control estricto sobre sus características.

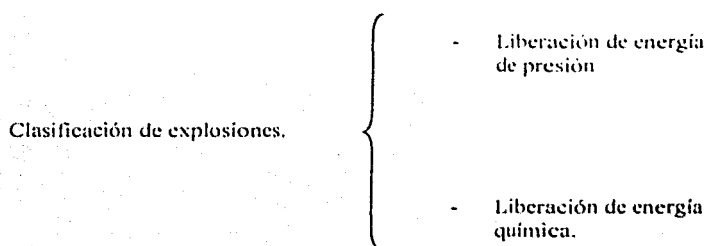
La electricidad estática es una importante causa de ignición en plantas de proceso, con el agravante de ser un fenómeno no siempre bien comprendido ni considerado en todo su potencial. Su generación está asociada al contacto y separación de materiales de distinta naturaleza, lo que ocasiona que tras la separación uno de los materiales resulte con un exceso de electrones. La carga acumulada puede eliminarse con facilidad si los cuerpos son conductores, pero si uno o ambos tienen baja conductividad eléctrica, se pueden llegar a originar diferencias de potencial de miles de voltios, lo que eventualmente produce una descarga eléctrica.⁷



También puede producirse la ignición de una mezcla inflamable cuando ésta se comprime utilizando relaciones de compresión elevadas sin eliminar calor adecuadamente, puede lograrse comprimiendo cuasiadiabáticamente la mezcla de combustible más aire hasta que la temperatura sea mayor que el valor correspondiente a la autoignición.⁷

2.4.9 Explosiones.

Una explosión libera energía de manera súbita y violenta. Las causas pueden ser variadas, pero generalmente las explosiones se clasifican de acuerdo al tipo de energía que las origina. Ya sea producidas por liberación de energía de presión o de energía química.



2.4.10 Liberación de energía de presión.

En este caso la energía de un gas comprimido se libera súbitamente, en general a causa de un falla mecánica seguido del colapso del recipiente de contención. Es lo que ocurre, por ejemplo, en la ruptura catastrófica de un cilindro de gas a presión. También entrarían dentro de esta categoría la despresurización súbita de un gas licuado almacenado bajo presión a temperatura superior a la de ebullición normal (lo que ocasionaría la rápida evaporación del mismo acompañada de un aumento de presión al aumentar el número de moles en fase gas) o las explosiones debidas al aumento de presión en el interior de un recipiente por calentamiento (incendio) externo.^{7,5}



2.4.11 Liberación de energía química.

Estas explosiones son causadas por una reacción química que dan lugar a una elevación de la temperatura y/o a un aumento en el número de moles en fase gas. La energía liberada en una explosión química depende de la temperatura y estado físico de los productos y reactantes. A este respecto es importante distinguir entre las explosiones de mezclas de vapores combustibles con un comburente (habitualmente aire), que son la de mayor interés para la seguridad de la industria química, y las producidas por explosivos como TNT, etc.

Estas son características diferentes, ya que estos últimos materiales llevan en sí mismos el oxígeno necesario y por lo tanto, la explosión puede producirse en ausencia de aire.

En el caso de inflamación de una mezcla de combustible, la velocidad a la que se produce la liberación de la energía potencial química en la combustión del material es la principal diferencia entre incendios y explosiones. Al igual que ocurre con los incendios, las explosiones pueden evitarse trabajando fuera del intervalo de inflamabilidad, disminuyendo la concentración de comburente hasta el valor correspondiente o evitando fuentes de ignición.

Alternativamente pueden añadirse seguridad extrínseca, con equipos capaces de suprimir las explosiones en una etapa temprana de su desarrollo, con sistemas de alivio, etc.

Si una nube homogénea de vapor en condiciones de inflamabilidad entra en ignición en ausencia de restricciones externas, el resultado es un frente de llama esférico que se propaga rápidamente al resto de la nube. La combustión da origen a un aumento de la temperatura, y habitualmente del número de moles, a medida que la reacción transcurre.

La velocidad del proceso ocasiona un aumento de presión local que no se equilibra con los alrededores, a diferencia de lo que ocurriría en un incendio, donde el proceso es lo suficientemente lento como para disipar el aumento de presión.⁷



Pueden ser de dos tipos:

Deflagraciones

Detonaciones

Estas se clasifican dependiendo de la velocidad del frente de la combustión con respecto a la del sonido en la mezcla no reaccionada.

Si la velocidad del frente de llama es menor que la de propagación del sonido en la mezcla que aún no ha sido alcanzada por la reacción, se produce *una deflagración*, mientras que en caso contrario tiene lugar *la detonación* de la mezcla inflamable.⁷

Por ejemplo:

La combustión en un motor de gasolina es una deflagración, aunque se produce en aproximadamente 1/300 de segundo. Una detonación requeriría que el proceso se completara en aproximadamente 1/10.000 de segundo.

Típicamente las velocidades en una deflagración son de algunos cientos de metros por segundo, mientras que en una detonación puedan alcanzarse velocidades superiores en un orden de magnitud. Asimismo, se admite que *en la deflagración* operan mecanismos convencionales de transferencia de calor, mientras que *en la detonación* el aumento de temperatura se debe primordialmente a la onda de choque formada.

Las condiciones para que exista detonación son más estrictas que las de inflamabilidad, siendo los intervalos de detonaciones menores. La detonación de mezclas de gases combustibles con aire suele requerir un cierto grado de confinamiento, y puede ocurrir directamente o bien tener lugar por transición a partir de una deflagración.

Las presiones alcanzadas en detonaciones son más altas que las causadas por deflagraciones y sus efectos mucho más destructivos. La inmensa mayoría de las explosiones de mezclas inflamables en la industria química son deflagraciones.⁷



2.4.12 Efectos de incendios y explosiones.

El resultado final de un incendio o de una explosión en la industria química depende de la naturaleza intrínseca del accidente y de las condiciones que se producen, que pueden acrecentar o mitigar sus efectos.

La naturaleza del accidente, es decir, el tipo de accidente que finalmente tiene lugar, es función de la sucesión de circunstancias que configuran los elementos del accidente, en este caso un incendio o una explosión.

Dentro de las explosiones físicas (es decir, cuando no hay reacciones químicas que contribuyan a los efectos de la explosión o si las hay, no contribuyen de manera importante), en el caso de que sólo haya fase gas presente, los posibles efectos se reducen a la formación de ondas de choque y en su caso proyectiles, siempre y cuando no se produzca la ignición de la mezcla.

La explosión física inicial puede transformarse en una explosión química (es decir, en un proceso cuyos efectos están determinados por la existencia de una reacción química de combustión de la mezcla). Para ello es necesario que el gas involucrado sea de naturaleza combustible, que forme con el aire una mezcla dentro del intervalo de inflamabilidad y que tenga lugar la ignición de la misma.

Cuando en una explosión física están presentes líquido y vapor, las consecuencias son diferentes. En el caso de que el líquido esté por debajo de su temperatura de ebullición en la explosión interviene el material que está en fase vapor y el que se incorpora durante el breve tiempo que dura el proceso. Contrario, si la temperatura del líquido es superior a la de ebullición a la presión de los alrededores, la explosión física inicial que rompe el recipiente produce una despresurización súbita, con la que tiene lugar una evaporación masiva del líquido sobre calentado.⁷



2.4.13 BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion).

Si la temperatura del líquido es superior a la de ebullición a la presión de los alrededores, la explosión física inicial que rompe el recipiente produce una despresurización súbita, con la que tiene lugar una evaporación masiva del líquido sobre calentado.

Esto se le conoce como BLEVE, es decir, una explosión en la que participa un líquido en ebullición que se incorpora rápidamente al vapor en expansión.

El patrón de una BLEVE comienza con un incendio debajo o alrededor de un recipiente presurizado conteniendo un gas licuado. Como resultado, la presión aumenta y la válvula de alivio se abre. Si la parte seca del contenedor, es decir por arriba del nivel del gas licuado, no es enfriada se sobrecalentará y el material se fatigará.

Cuando el recipiente ceda a la presión, una gran parte del contenido del recipiente se evaporará, resultando una gran nube del líquido y el gas mezclándose violentamente con el aire y quemándose. Todo el contenido de un recipiente se puede quemar en menos de 40 segundos, causando una radiación térmica muy intensa.

Las BLEVES tienen un gran poder destructivo debido al incremento de la presión causado por la incorporación repentina del líquido a la fase gaseosa.

La ignición de una BLEVE produce una masa de gases a alta temperatura conocida como "Bola de fuego", con efectos térmicos muy significativos.⁷

2.4.14 Explosiones confinadas.

Este tipo de explosiones incluyen a las deflagraciones inicialmente confinadas por recipientes o edificios. En este caso, si la estructura o recipiente permiten un venteo adecuado no habrá consecuencias posteriores en caso contrario, se producirán ondas de choque, proyectiles originados en el recipiente y radiación térmica.

Un equipo en una planta química puede explotar como resultado de una reacción descontrolada, o por el ingreso de aire a sus internos, seguido por combustión. Estas explosiones pueden ser muy violentas e incluso afectar a personas fuera de la planta.



Finalmente, existen explosiones o incendios provocados por el derrame de gases o líquidos capaces de evaporarse lo suficiente para generar una mezcla combustible. Si la emisión es de dos fases, se formará una nube que puede causar una UVCE (Unconfined Vapor Cloud Explosion) o un incendio repentino

También es posible que se formen dardos de fuego, incendio de superficies líquidas o que sólo haya dispersión de la sustancia sin ignición. En conclusión, el momento de ignición es de gran importancia para determinar el tipo de accidente que tomará lugar

2.4.15 Explosiones no confinadas.

Son las que ocurren fuera de edificios o recipientes de proceso.

Dentro de este grupo se incluyen las explosiones de nubes de vapor no confinadas, que han dado origen a algunos de los accidentes más importantes ocurridos en la industria química. La explosión de una nube de vapor requiere como paso previo la formación de dicha nube, por ejemplo, a partir del colapso de un recipiente conteniendo un líquido inflamable volátil o a partir de la fuga de un gas inflamable. El tiempo que tarda en ocurrir la ignición a partir del momento en que comienza la emisión del combustible es un factor crítico en la determinación del poder destructivo de la explosión.

Así en una ignición temprana el tamaño de la nube inflamable es aun lo suficientemente reducido como para que los efectos sean de pequeña magnitud. A medida que aumenta el tiempo hasta la ignición los efectos van aumentando como consecuencia de la acumulación de material en la nube. Por último si la ignición se retrasa lo suficiente, la mayor parte de los materiales emitidos puede haberse diluido hasta concentraciones por debajo del límite de inflamabilidad, con lo que los efectos serían pequeños o inexistentes ⁷



La explosión de una nube de gas o de polvo combustible produce un frente de reacción que se desplaza a partir del punto de ignición, precedido por una onda de choque o frente de presión. Esta onda de choque subsiste después de que el material de la nube ha sido consumido, desplazándose a distancias cada vez mayores del punto de ignición, hasta que se amortigua por completo intercambiando cantidad de movimiento con los alrededores.

2.4.16 Derrames de líquidos tóxicos.

Los derrames de líquidos tóxicos pueden ocurrir en tuberías, plantas de proceso o durante el transporte. Casi siempre representan una amenaza al ambiente, por ejemplo: a corrientes naturales de agua, suelo destinado para agricultura, áreas habitacionales, o agua subterránea.

Muy frecuentemente estas descargas cuando se evaporan pueden penetrar en casas habitación, requiriendo el tratamiento posterior del suelo afectado.



2.5 PLANTA CATALITICA No.1 (FCC).

El craqueo catalítico es el proceso de la refinería más importante y más ampliamente utilizado para la conversión de aceites pesados en gasolina más valiosa y productos más ligeros.

Originalmente el craqueo se realizaba térmicamente, pero los procesos catalíticos han reemplazado casi completamente al craqueo térmico, debido a que se produce más gasolina con un mayor octanaje y menos aceites pesados y gases no saturados.

Todos los procesos de craqueo catalítico que se utilizan hoy en día se pueden clasificar en unidades de lecho móvil o de lecho fluidizado

El proceso de craqueo catalítico Thermofor (CCT) es representativo de las unidades de lecho móvil y el craqueo catalítico fluidizado (CCF) de las unidades de lecho fluidizado.

Los catalizadores utilizados en ambos procesos son químicamente similares y difieren sólo en su configuración física. La unidad de lecho móvil utiliza esferas de catalizador o cilindros de un diámetro aproximado de 1/8 a 1/4 de pulgada y el catalizador del lecho fluidizado tiene un tamaño medio de partícula de alrededor de 50 micrómetros (micrones).

El proceso de craqueo produce carbón (coque) que permanece sobre las partículas de catalizador rebajando su actividad. Para mantener la actividad del catalizador a un nivel útil, es necesario regenerar el catalizador eliminando por combustión con aire este coque. Como resultado el catalizador se traslada continuamente del reactor al regenerador y de nuevo al reactor. La reacción de craqueo es endotérmica y la de regeneración es una reacción exotérmica.

Algunas unidades se diseñan para utilizar el calor de la regeneración para suministrar el necesario para la reacción y para calentar la alimentación hasta la temperatura de reacción. Se conocen como unidades de "recuperación de calor". Las temperaturas medias del reactor están en el intervalo de 870 a 950°F, con temperaturas del aceite de alimentación desde los 600 a 850 °F y temperaturas de salida del regenerador para el catalizador de 1,100 a 1,250 °F.



Los diagramas de flujo de ambos tipos de proceso son similares. El aceite caliente de alimentación se pone en contacto con el catalizador o en la línea ascendente de la alimentación o en el reactor. A medida que la reacción avanza, el catalizador se desactiva progresivamente debido a la formación de coque en la superficie del catalizador. El catalizador y los vapores de hidrocarburo se separan mecánicamente y el aceite que permanece en el catalizador se elimina mediante agotamiento con vapor antes de que el catalizador entre en el regenerador.

Los vapores de aceite se llevan por la parte superior a una columna de fraccionamiento para su separación en corrientes que posean los intervalos de ebullición deseados.

El catalizador debilitado fluye en el regenerador y se reactiva por eliminación de los depósitos de coque mediante combustión con aire. Las temperaturas del regenerador son controladas cuidadosamente para prevenir la desactivación del catalizador por sobrecalentamiento. Esto se realiza cuidadosamente por control del flujo de aire para proporcionar la deseada razón CO_2/CO en los gases de combustión de salida dado que la combustión del CO a CO_2 no elimina coque del catalizador pero sí se produce un exceso de calor. Los gases de combustión y el catalizador se separan mediante ciclones, y el catalizador se trata con vapor para eliminar el oxígeno adsorbido antes de que el catalizador entre en contacto con el aceite de alimentación.³

2.5.1 Craqueo catalítico en lecho fluidizado.

Los procesos CCF emplean un catalizador en forma de partículas muy finas que se comportan como un fluido cuando se dispersan con vapor. El catalizador fluidizado circula continuamente entre la zona de reacción y la zona de regeneración y actúa como vehículo para transferir el calor desde el regenerador al aceite de alimentación y al reactor. Dos tipos de unidades básicas de CCF que se utilizan hoy en día, son las del tipo "lado por lado", donde el reactor y el separador son vasijas adyacentes una a la otra, y las del tipo Orthoflow o apilado, donde el reactor se monta sobre la parte superior del regenerador.



Una de las diferencias de proceso más importantes en las unidades de proceso se refiere a la localización y control de reacción de craqueo. Hasta cerca de 1965 la mayoría de las unidades se diseñaban con una fase densa de lecho catalítico fluidizado separada, en el recipiente de reacción. Las unidades operaban de tal manera que la mayoría de las unidades se diseñaban con una fase densa de lecho catalítico fluidizado separada, en el recipiente de reacción.

Las unidades operaban de tal manera que la mayor parte del craqueo tenía lugar en el lecho del reactor. La extensión del craqueo se controlaba variando la profundidad del lecho del reactor (tiempo) y la temperatura. Aunque se reconoció que el craqueo tenía lugar en la línea de alimentación que ascendía al reactor debido a que la actividad catalítica y la temperatura poseen allí sus valores más altos, no se realizó ningún intento para regular la reacción controlando las condiciones de la línea ascendente.

Después de que se adoptase por las refinerías el catalizador de zeolita más reactivo, la cantidad de craqueo que tenía lugar en la línea ascendente (o línea de transferencia), se incrementó a niveles que requirieron cambios operacionales en las unidades existentes. Como consecuencia, la mayor parte de las unidades recientemente construidas se han diseñado para operar con un nivel mínimo de lecho en el reactor manteniéndose el control de la reacción variando la velocidad de circulación del reactor.

Muchas unidades antiguas se han modificado para maximizar y controlar el craqueo en la línea ascendente. Las unidades operan también en diferentes combinaciones de la línea ascendente de alimentación y reactores de lecho denso, incluyendo la línea ascendente de alimentación seguida del reactor de lecho denso, la línea ascendente de alimentación en paralelo con el lecho denso y líneas ascendentes de alimentación paralelas (una para alimentación nueva y la otra para el reciclado).

Las corrientes de alimentación nueva y de reciclado se precalientan mediante hornos o intercambiadores de calor y entran en la unidad por la base de la línea ascendente del alimento donde se mezclan con el catalizador regenerado caliente. El calor del catalizador vaporiza la alimentación y la lleva a la temperatura deseada de reacción. La mezcla de catalizador y vapores de hidrocarburo suben a lo largo de la línea ascendente hacia el reactor.³



Las reacciones de craqueo empiezan cuando la alimentación entra en contacto con el catalizador caliente en la línea ascendente y continúa hasta que los vapores se separan del catalizador en el reactor. Los vapores de hidrocarburo se envían a la columna de fraccionamiento de crudo sintético para su separación en productos líquidos y gaseosos.

El catalizador que abandona el reactor se denomina catalizador debilitado y contiene hidrocarburos adsorbidos en su superficie. Estos se eliminan mediante agotamiento con vapor antes de que el catalizador entre en el regenerador. La temperatura del regenerador y la eliminación de coque por combustión se controlan variando el caudal de aire para dar la razón deseada CO_2/CO en los gases de combustión de la regeneración. El calor de combustión aumenta la temperatura del catalizador hasta 1.100 o 1.250°F y la mayor parte de este calor lo transmite el catalizador al aceite de alimentación en la línea ascendente de alimentación. El catalizador regenerador contiene de 0.2 a 0.4% en peso de coque residual.

Los gases calientes pueden utilizarse para regenerar vapor o para accionar turbinas de expansión para comprimir el aire de regeneración y generar potencia eléctrica.

La mayoría de las transformaciones químicas de los hidrocarburos del petróleo que tienen valor práctico se realiza en presencia de catalizadores. Los catalizadores permiten disminuir la energía de activación de las reacciones químicas y, con ello, aumentar considerablemente su velocidad. En rasgos más generales precisamente aquí reside la esencia y la significación de la catálisis. La realización de la reacción en presencia de catalizadores permite también disminuir bruscamente la temperatura del proceso. Esta circunstancia es de especial importancia para las reacciones que se caracterizan por el efecto térmico positivo (polimerización, hidrogenación, alquilación, etc.) por cuanto desde el punto de vista termodinámico las altas temperaturas para dichas reacciones resultan desfavorables.



En la industria de refinación del petróleo están más difundidos los procesos catalíticos de obtención de combustibles: craqueo catalítico, isomerización reforming, alquilación, hidrocrqueo. Entre los procesos nuevos más del 90% se basan en la aplicación de catalizadores.

En los últimos tiempos, para mayor conveniencia del análisis del mecanismo de la catálisis se ha admitido clasificar todas las reacciones catalíticas en ácido-básicas y en la de oxidación-reducción (reacciones redox).

A las reacciones catalíticas ácido-básicas se pueden referir el craqueo catalítico, la polimerización, la isomerización y la hidratación de los hidrocarburos, así como una serie de otras transformaciones.

El restablecimiento de la actividad del catalizador se denomina regeneración. Los métodos de regeneración son diferentes. Las deposiciones carbonosas y resinosas se queman eliminándose de la superficie del catalizador en una corriente de aire. Los catalizadores oxidados se reducen por acción del hidrógeno a una temperatura determinada. Los catalizadores que contienen elementos raros (por ejemplo, torio) se regeneran por vía química. El elemento raro se extrae del catalizador usado y se utiliza de nuevo para la preparación de porciones frescas del mismo catalizador.³

2.5.2 Mecanismo de craqueo catalítico.

Craqueo o *Cracking*, proceso químico por el cual un compuesto químico, normalmente orgánico, se descompone o fracciona en compuestos más simples. El craqueo se realiza ya sea por la aplicación de calor y alta presión, mediante el proceso conocido como craqueo térmico, o bien por el craqueo catalítico, que es la combinación de calor y una catálisis.



Las reacciones implicadas en el craqueo, especialmente en el craqueo catalítico, son muy complejas; grandes moléculas se descomponen en fragmentos, que pueden sufrir cambios posteriores de forma espontánea o combinarse con otros fragmentos. En condiciones normales, los productos principales obtenidos al fraccionar aceites de hidrocarburos son otros hidrocarburos de menor masa molecular, en su mayoría insaturados.

En el proceso siempre se forma hidrógeno y carbono. Normalmente, los hidrocarburos son gaseosos a la temperatura de craqueo, pero si se calientan hidrocarburos más pesados a alta presión, el craqueo tiene lugar en fase líquida o condensada.

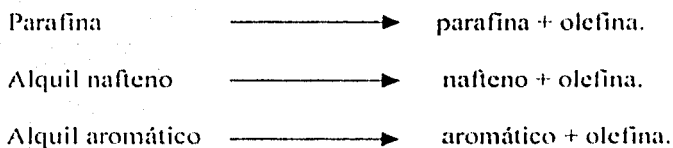
El craqueo ha llegado a ser muy importante en las refinerías de petróleo como un medio de aumentar la producción de gasolina a expensas de productos más pesados y menos valiosos, como el queroseno y el petróleo combustible. Los procesos catalíticos más conocidos, que han suplantado a los antiguos procesos térmicos, son la *técnica de lecho fluidizado* y la *de fluido catalítico*, que usan polvos de gel de aluminio-silíce como catalizadores. En el proceso de lecho fluidizado, se pasa el petróleo a través de un lecho estacionario de partículas sólidas; en el proceso de fluido catalítico, las partículas son móviles y están suspendidas en una corriente de vapores de petróleo a una temperatura de 450°C a 540°C, y a una presión de 2.4 atmósferas.

En las refinerías modernas, primero se separa el petróleo por destilación fraccionada. A continuación, casi todas las fracciones más pesadas son sometidas a craqueo. Los productos de craqueo contienen aproximadamente un 50% de gasolina, que suele tratarse posteriormente en otros procesos como la hidrogenación y la reformación catalítica. El otro 50% está formado en su mayoría por componentes más ligeros, que pueden ser polimerizados o utilizados para la alquilación, con el fin de aumentar posteriormente la producción o mejorar la calidad de la gasolina.⁹



2.5.3 Reacciones de craqueo.

Los productos formados en el craqueo catalítico son el resultado tanto de las reacciones primarias como secundarias. Se asignan como reacciones primarias aquellas que implican la escisión inicial del enlace carbono-carbono y la inmediata neutralización del carbo-catión. Las reacciones primarias se pueden representar como sigue:



Se sugirió un mecanismo según el cual los carbo-cationes se forman inicialmente debido a una pequeña cantidad de craqueo térmico de n-parafinas para formar olefinas.

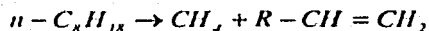
Estas olefinas adicionan un protón del catalizador para formar grandes carbo-cationes que se descomponen de acuerdo con la regla beta (el rompimiento del enlace carbono-carbono tiene lugar en el carbono en posición beta con los carbo-cationes y las olefinas) para formar carbo-cationes pequeños y olefinas.

Los carbo-cationes pequeños propagan la reacción en cadena transfiriendo un ión hidrógeno de la n-parafina para formar una pequeña molécula de parafina y un nuevo carbo-catión grande.

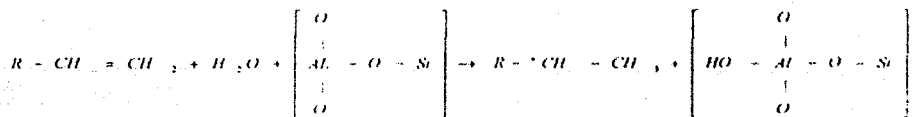
Ejemplo característico de reacción de craqueo de hidrocarburos n-parafínicos se puede observar la siguiente secuencia para el n-octano. (donde R= CH₃CH₂CH₂CH₂CH₂CH₂).



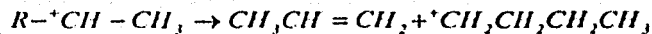
Etapa 1: Reacción de iniciación de craqueo térmico suave.



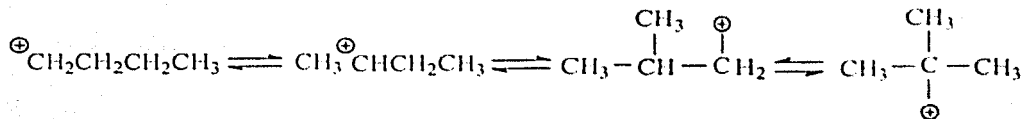
Etapa 2: Transferencia de un protón.



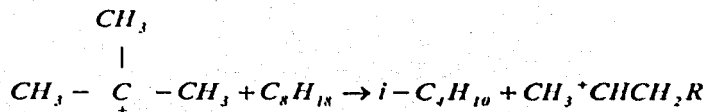
Etapa 3: Escisión beta.



Etapa 4: Reordenamiento hacia una estructura más estable. El orden de estabilidad del carbo-cación es terciario > secundario > primario.



Etapa 5: Transferencia del ión hidrógeno.





De este modo se forma otro carbo-cation más grande y la cadena esta lista para repetirse a si misma.

Aunque el mecanismo básico es esencialmente el mismo, la forma y la extensión de la respuesta al craqueo catalítico difiere gradualmente entre los diversos tipos de hidrocarburos.³

2.5.4 Craqueo de parafinas.

El craqueo catalítico de parafinas se caracteriza por: producción alta de hidrocarburos C_3 y C_4 en los gases craqueados, velocidades de reacción y productos determinados por el tamaño y estructura de las parafinas, e isomerización hacia estructuras ramificadas y formación de hidrocarburos aromáticos resultantes de reacciones secundarias implicando olefinas.

La velocidad de craqueo también está influenciada por la estructura de la molécula; así que contienen átomos de carbono terciarios son las que se craquean más fácilmente, mientras que las que contienen carbonos cuaternarios son las más resistentes.

2.5.5 Craqueo de olefinas.

Las velocidades de craqueo catalítico de los hidrocarburos olefínicos son mucho más altas que las correspondientes de las parafinas. Las reacciones principales son:

1. Escisiones de los enlaces carbono - carbono.
2. Isomerización.
3. Polimerización
4. Saturación, aromatización y formación de carbono.



La isomerización de las olefinas por saturación y aromatización son responsables de alto número de octano y de la susceptibilidad al plomo de las gasolinas craqueadas catalíticamente.

2.5.6 Craqueo de hidrocarburos nafténicos.

La reacción de craqueo de mayor importancia de los naftenos en presencia de alúmina - silicio es la deshidrogenación a aromáticos. Existe también una escisión del enlace carbono - carbono en ambos, anillos y cadenas laterales ligadas, pero a temperaturas por debajo de los 1.000°F la reacción de deshidrogenación es considerablemente mayor.

La deshidrogenación es muy extensa para los naftenos C₆ y mayores, dando lugar a una gasolina de alto octanaje. Los productos líquidos no cíclicos y los gases craqueados resultantes del craqueo de los hidrocarburos nafténicos están más saturados que los resultantes del craqueo de parafinas.

2.5.7 Craqueo de hidrocarburos aromáticos.

Los hidrocarburos aromáticos con grupos alquilo conteniendo menos de tres átomos de carbono no son muy reactivos. La reacción predominante de los aromáticos con cadenas alquílicas largas es la clara rotura de las cadenas laterales, sin la rotura del anillo. El enlace carbono - carbono roto es el adyacente al anillo y los compuestos de benceno conteniendo grupos alquilo se pueden craquear con la recuperación casi cuantitativa del benceno.³



2.5.8 Catalizadores de craqueo.

Los catalizadores comerciales de craqueo catalítico pueden dividirse en tres clases:

- 1) Aluminosilicatos naturales tratados con ácido.
- 2) Combinaciones de alúmina - silicio sintéticas amorfas y
- 3) Catalizadores de alúmina - silicio sintéticos cristalinos llamados zeolitas o tamices moleculares

La mayoría de los catalizadores utilizados en las unidades comerciales hoy en día son catalizadores de la clase 3 o mezclas de la clase 2 y 3. Las ventajas de los catalizadores de zeolita sobre los catalizadores naturales y los amorfos sintéticos son:

- 1) Actividad más alta
- 2) Rendimientos en gasolina mayores para una conversión dada.
- 3) Producción de gasolinas conteniendo un mayor porcentaje de hidrocarburos parafínicos y aromáticos.
- 4) Producción menor de coque (y por consiguiente un mayor rendimiento, normalmente, para un nivel de conversión dado)
- 5) Producción de isobutano incrementada
- 6) Posibilidad de conseguir conversiones más altas por paso sin craqueo excesivo.

La alta actividad del catalizador de craqueo zeolítico permite que el proceso tenga lugar con tiempos de residencia cortos y por ello se ha adoptado en muchas instalaciones para las operaciones de craqueo en la línea ascendente. Así los efectos adversos de la deposición de carbón sobre el catalizador y la selectividad se minimizan debido a la cantidad despreciable de retro-mezcla del catalizador en la línea ascendente. Además se pueden utilizar líneas ascendentes separadas para el craqueo de la corriente reciclada y de alimento nuevo de manera que cada una de ellas puede craquearse en sus condiciones óptimas propias.³



2.5.9 Variables de proceso.

Además de la naturaleza de la carga, las principales variables de operación que afectan a la conversión y la distribución de los productos son la temperatura de craqueo, la razón catalizador / aceite, la velocidad espacial, el tiempo de actividad del catalizador y la razón de reciclado. Para una mejor comprensión del proceso deben definirse varios términos:

- 1) Actividad: Posibilidad de craquear un gasóleo a fracciones de punto de ebullición menor
- 2) Razón catalizador / Aceite = $C/A = \text{lb de catalizador} / \text{lb de gasoleos}$.
- 3) Conversión: $100 \left[\frac{\text{Volumen alimentado} - \text{Volumen cantidad reciclada}}{\text{Volumen de gasoleos}} \right]$
- 4) Cantidad reciclada: Porción de efluente del craqueador catalítico no convertido a nafta y a productos más ligeros (generalmente las materias que ebulen por encima de los 220°C).
- 5) Eficacia = $\frac{\% \text{ gasolina}}{\% \text{ conversión}} * 100$
- 6) Razón de reciclado = Volumen reciclado / volumen de gasoleo nuevo.
- 7) Selectividad: La razón del rendimiento de los productos deseados al rendimiento de los productos no deseados (coque y gas)
- 8) Velocidad espacial: La velocidad espacial se puede definir o bien sobre base de volumen (VEHL) o de masa (VEHM). En un reactor de lecho fluidizado la VEHL tiene poco significado dada la dificultad de establecer el volumen del lecho. El peso del catalizador en el reactor puede determinarse fácilmente o calcularse a partir del tiempo de residencia y de la razón C/A.



9) $VEHL =$ Velocidad espacial horaria del liquido en volumen de alimentación (volumen de catalizador) (hr).

10) $VEHM =$ Velocidad espacial horaria másica en lb de alimentación / lb de catalizador) (hr).

Si t es el tiempo de residencia del catalizador en horas, entonces $VEHM = t \cdot (C/A)$

Los efectos generales de las variables de operación son las mismas para ambas unidades de lecho móvil fluidizado pero cada tipo de unidad tienen unas limitaciones especiales que afectan a su importancia.

Dentro de los límites de las operaciones normales, incrementando:

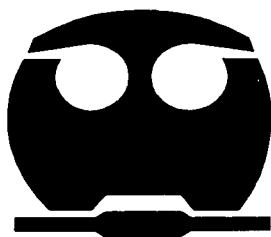
- 1) Temperatura de reacción
- 2) Razón catalizador / aceite
- 3) Actividad del catalizador

Se obtiene un aumento de la conversión, mientras que un descenso de la velocidad espacial aumenta la conversión. Se debe resaltar que un aumento en la conversión no significa necesariamente un aumento en el rendimiento de gasolina, como es el caso de que un aumento de la temperatura por encima de un cierto nivel puede aumentar la conversión, los rendimientos en coque y en gas y el número de octano de la gasolina, pero disminuir el rendimiento en gasolina.

En muchas unidades de FCC, la conversión y la capacidad están limitadas por las posibilidades de combustión de coque del regenerador. Esta limitación puede ser debida o bien a las limitaciones en la compresión del aire o bien a las temperaturas después de la combustión en los ciclones del regenerador de la última etapa. En cualquier caso, las unidades de FCC operan generalmente a la temperatura máxima práctica del regenerador, con la temperatura del reactor y la relación de producción seleccionadas para minimizar el craqueo secundario de la gasolina a coque y gas.



En ambas unidades, de lecho móvil y fluidizado, la presión del reactor está generalmente limitada a 15 o a 20 psig por el diseño de la unidad y no se utiliza ampliamente como una variable de operación. Un incremento en la presión aumenta el rendimiento en coque y el grado de saturación de la gasolina, pero disminuye el octanaje de la gasolina.



FACULTAD DE QUÍMICA.

*CAPÍTULO III
TRABAJO DE CAMPO.*



3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA FCC-1.

La unidad de crackeo fue ampliada y modernizada para procesar 65000 bpd de una mezcla de gasóleos y producir un gas de cola desulfurado hacia el sistema de gas combustible, gas ácido para recuperación de azufre, propano, propileno, mezcla de C3/C4 LPG, butanos-butilenos, LPG, corriente de naftas (gasolinas) ligera y pesada, aceite cíclico ligero y aceite decantado. Las unidades existentes: Convertidor Catalítico, Sistema de la Fraccionadora, Sección recuperadora de vapores, sección tratadora de amina (DEA), agotador de la nueva nafta y el sistema separador de propano / propileno.

La unidad esta diseñada con la flexibilidad para procesar dos diferentes tipos de carga. Para cada mezcla hay dos casos de operación, producción máxima de gasolina con o sin aditivo de catalizador ZSM-5, para propósito de diseño los casos de aditivo ZSM-5. Fueron usados para la clasificación del equipo y especificación.

La planta cuenta con un sistema Convertidor Catalítico con un sistema de alta eficiencia en la regeneración de catalizador, sistema de prefraccionamiento, fraccionamiento, una sección de recuperación de vapores y una sección de tratamiento con Amina (DEA). Para eliminar H₂S de las corrientes gas seco y C₃-C₄. Por otra parte, se reconfiguro la unidad de Extracción Merox para eliminar mercaptanos de la corriente C₃-C₄ y la unidad de Endulzamiento Merox.

La carga a esta planta la constituye el gasóleo pesado atmosférico, el gasóleo ligero de vacío y el gasóleo pesado de vacío de la Planta Combinada, así como, los gasóleos obtenidos en la Planta Reductora de Viscosidad. Los gasóleos de carga sufren un cracking o rompimiento de sus moléculas de alto peso molecular, formándose hidrocarburos más ligeros. Esto con la ayuda de un catalizador construido a base de sílica-alúmina. Este catalizador se regenera en la parte baja del reactor de desintegración mediante aire caliente que le elimina el carbón depositado para volverse a utilizar en forma de recirculación continua.



Los gasóleos de carga son inyectados en la base del reactor elevador del catalizador regenerado, el cual como viene caliente vaporiza dicha carga, la calienta a la temperatura de reacción y suministra el calor necesario para el cracking. La temperatura de salida del elevador, es controlado por la cantidad de catalizador admitida por la válvula tapón (ZV-100). Dicha temperatura es de aproximadamente 527 °C para máxima producción de gasolina y de 477 °C para máxima producción de destilados intermedios.

Los productos de cracking, pasan a una torre prefraccionadora donde se obtiene aceite cíclico ligero y aceite decantado. Después a la Fraccionadora principal donde se obtiene gas, gasolina de alto octano. El gas es enviado a un Compresor 2-J y posteriormente a fraccionamiento y endulzamiento para obtener los siguientes productos:

A) GAS COMBUSTIBLE:

Que es enviado a la red para este servicio.

B) PROPANO:

Que es enviado a esferas como gas de alta presión

C) BUTANO-BUTILENO:

Que es enviado a esferas como gas de baja presión, o como traspaso a otras refineries para la obtención de alquilados.

D) PROPILENO:

Que es enviado como carga a la planta de acrílo-nitrilo.

E) GASOLINA DE ALTO OCTANO:

Que es enviada a tratamiento cáustico, el Tratamiento Merox para la eliminación de mercaptanos y posteriormente a tanques.

F) LPG:

Que es enviado a esferas como gas de baja presión, para su comercialización.

El aceite cíclico ligero, es enviado a tanques de diesel nacional o a tanques diluyentes para combustóleo.

El aceite decantado es enviado, a tanques como producto final para carga a negro de humo o como combustóleo.



3.1.1 REALIZACIÓN DEL ANÁLISIS DE RIESGOS.

Metodología.

Para poder llevar a cabo el método Hazop se entregó a cada uno de los ingenieros integrantes del equipo para realizar el estudio, un juego completo de DTI's, actualizados de cada uno de los circuitos a analizar. Para ello se requiere que cada integrante del equipo este sumamente informado del proceso de la planta, así como documentación adecuada.

Se adiciona a los DTI's los diagramas de flujo de proceso y diagramas de localización de equipos. Ocasionalmente, el manual de operación de la planta y manuales de operación de equipos.

El análisis Hazop requiere como paso preliminar, la formación del equipo multidisciplinario como ya fue mencionado en el Capítulo II el ingeniero responsable del proyecto debe tomar parte, el ingeniero de proceso, mantenimiento y el de instrumentación, así como personas del área de producción. También se requiere de la presencia de un experto en la aplicación de esta técnica, además de estimular la discusión debe asegurar que el procedimiento tenga continuidad y que todos los aspectos importantes sean analizados.

Esta técnica se concentra en "nodos" que son subdivisiones del proceso, que tienen origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado y termina donde hay nuevamente un cambio de propiedades. Se va analizando uno por uno y en cada sección se van detallando las posibles desviaciones existentes que son derivadas de las palabras guía.

Una vez aplicando las palabras guía tanto a acciones como a parámetros específicos (Ver tablas 3.1) se determina como primer paso la intención de diseño en condiciones normales.



A partir de este punto, la aplicación de las palabras guía servirá para identificar desviaciones, en las que la intención definida no se cumple.

Para que la desviación sea considerada en el análisis deberá tener circunstancias importantes y causas razonables.

Las palabras guía se aplican a la intención de diseño que indica lo que el equipo y/o sistema deben realizar.

TABLA No3.1 Hoja del trabajo para el HazOp

Palabras Guía.	Significado.	Comentarios.
No	La negación completa de las intenciones de diseño.	Ninguna de las intenciones de diseño se cumplen pero no pasa otra cosa.
Más	Incremento cuantitativo de la intención.	Se refiere a cantidades y propiedades como flujo, gradientes, temperatura, presión y actividades como calentamiento y reacción.
Menos	Decremento cuantitativo de la intención	Se refiere a cantidades y propiedades como flujo, gradientes, temperatura, presión y actividades como calentamiento y reacción
Parte de	Decremento cualitativo	Se realiza solamente una parte de las intenciones de diseño, otra parte no.
También como	Incremento cualitativo	Todas las intenciones de diseño y operación se realizan en conjunto con alguna otra actividad adicional.
Inverso	El opuesto lógico a la intención de diseño	En general se aplica a actividades, por ejemplo flujo inverso o reacción química. Se aplica también a



		sustancias, ie. Veneno en lugar de antídoto, o "D" en lugar de "L" en isomería óptica, etc.
Otro que	Sustitución completa de la intención de diseño	No se realiza ninguna parte de la intención original de diseño. Sucede una cosa totalmente diferente.

Todo el análisis debe registrarse en la Hoja de trabajo que es una herramienta necesaria para seguir un proceso lógico en el estudio.

Tabla 3.2 Parámetros de procesos comunes en un análisis HazOp.

Flujo	Tiempo	Frecuencia	Mezclado
Presión	Composición	Viscosidad	Adición
Temperatura	Acidez	Voltaje	Separación
Nivel	Velocidad	Información	Reacción

Después que son registradas las medidas de seguridad actuales y si se requiere de seguridad adicional, se procede a proponer soluciones correctivas y evaluar su costo.

Puede haber ocasiones que se requiera de un análisis más detallado; sin embargo, un análisis HazOp es suficiente para decidir la implementación de medidas correctivas o incluso cambios en el diseño.

Finalmente, es necesario garantizar un registro sistemático de los resultados del análisis, lo que es regularmente llevado a cabo mediante el tradicional formato de columnas.



TABLA 3.3 Terminología para el análisis HazOp.

Termino	Definición
Parámetro	Es una manifestación física o química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, ignición, etc.
Desviaciones	Son los cambios que se presentan al propósito y puestas al descubrimiento por la aplicación sistemática de las palabras guía.
Causas	Estos son los motivos por los que se pueden presentar las desviaciones. Cuando se demuestra que una desviación tienen una causa real, se considera como una desviación SIGNIFICATIVA.
Consecuencias.	Son los resultados que se obtendrían en caso de que se presentaran algunas desviaciones.
Riesgo.	Es una medida de la probabilidad y severidad de daño a la salud humana y propiedades. $R = P * C$
Palabras guía o palabras clave.	Son palabras sencillas que se usan para calificar el propósito; guían y estimulan el proceso de pensamiento creativo para descubrir las posibles desviaciones.
Nodo.	Es una subdivisión de un sistema de proceso, que tiene origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado, y un destino, en donde nuevamente hay un cambio de propiedades.
Salvaguarda o protección.	Es todo lo bueno que tienen un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.)



	para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o para mitigar sus efectos.
Medida correctiva.	Es la que reduce la probabilidad del riesgo identificado o mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.
Escenario potencial.	Es el lugar que manifiesta cierta probabilidad elevada de causar pérdidas.
Probabilidad.	Es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es cero y la absoluta certeza es 1.
Frecuencia.	Es el número de fallas de un componente o equipo, o el número de errores humanos por año, día, hora, demanda.
Intención.	Puede adoptar diversas formas y ser esquemática. En muchos casos será un diagrama de tubería e instrumentación.

3.1.2 MATRIZ DE RIESGOS Y CLASIFICACIÓN DE RECOMENDACIONES.

Determina el índice o número de riesgo que nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, además de asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema empleado para asignar prioridades a las recomendaciones es una matriz de riesgos que combina la probabilidad de ocurrencia de un accidente con la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo.



Las recomendaciones se clasifican de acuerdo al nivel de riesgo encontrado y se obtienen directamente de la matriz de riesgos. Estas se clasifican de acuerdo a lo abajo descrito.

Clase A: Las recomendaciones de la clase A tienen alta prioridad. Es decir, que se necesita una acción inmediata para disminuir la probabilidad de ocurrencia del accidente ó disminuir sus consecuencias. De acuerdo con la matriz de riesgos empleada estas recomendaciones deberán tener un número de riesgos 8 a 10.

Clase B: Las recomendaciones de la clase B tienen prioridad media. Esto quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis de costo - beneficio, para que con base a esto se tome la decisión de " aceptar ó no el riesgo ". De acuerdo con la matriz de riesgos, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 4 a 7

Clase C: Estas recomendaciones de clase C tienen baja prioridad. Lo cual significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad pero que el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente. De acuerdo con la matriz de riesgos que aquí se presenta, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgos de 1 a 3.

La tabla muestra los niveles de frecuencia y de gravedad que se utilizaron para la creación de la matriz de riesgos.^{2,7}



Tabla 3.4 Niveles de probabilidad y gravedad empleados en el HazOp.

Frecuencia / Probabilidad.	Gravedad / Consecuencia.
1. No más de una vez en la vida de la planta	1. No tiene impacto en la planta, personal ó equipo.
2. Hasta una vez en diez años.	2. Daños sólo al equipo o fugas menores.
3. Hasta una vez en cinco años.	3. Lesiones al personal de la unidad, todas las consecuencias se contienen en la instalación.
4. Hasta una vez en un año.	4. Daños, destrucción mayores a la instalación, consecuencias limitadas fuera de la instalación.
5. Más frecuentemente que una vez al año.	5. Daños, destrucción mayores a la instalación, y/o consecuencias fuera de la instalación.

Tabla .3.5 Matriz de riesgos.

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



3.2 DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO.

AIRE AL 1-D Y GASES DE COMBUSTION DE RECUPERACIÓN DE FINOS DE CATALIZADOR.

El aire de combustión es suministrado por el soplador 101-J, el aire atmosférico es succionado por el soplador y descargado 4.59 kg/cm^2 . El flujo de aire es controlado con la válvula HV-106 para ser enviado a los silos de catalizador, al convertidor y al calentador de aire 1-B.

El coque depositado en el catalizador gastado se quema en el regenerador, el aire de combustión requerido para el quemado del coque, se introduce el regenerador mediante el distribuidor de aire de rejilla instalado en el fondo del regenerador. Los dos anillos de aire se han colocado en el fondo del regenerador para mantener el catalizador del fondo fluidizado.

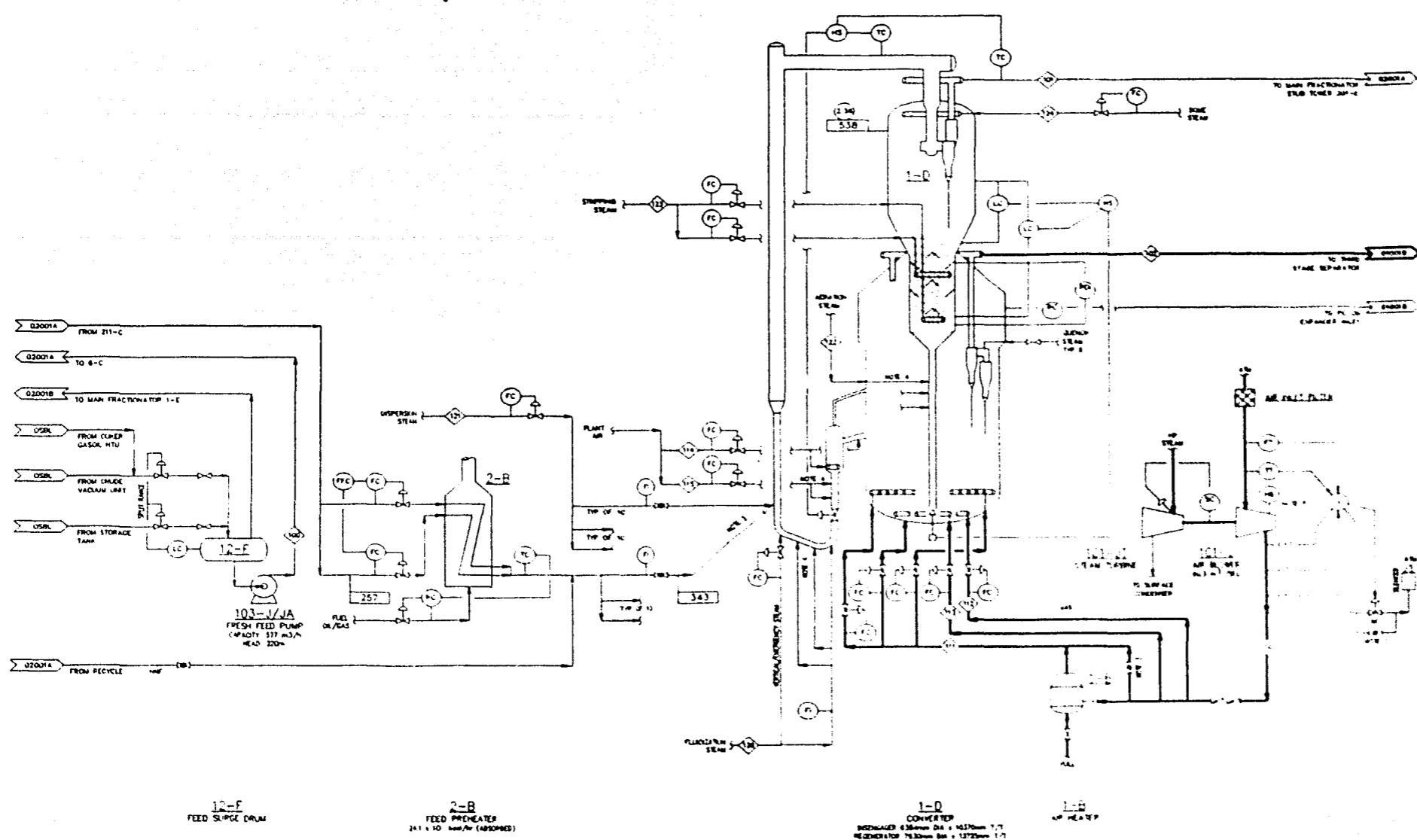
El catalizador regenerado es retirado de la parte superior de la cama de catalizador en el regenerador mediante una nueva línea inclinada que descarga a la tolva de retiro de catalizador. Las burbujas grandes de aire entran con el catalizador desde la separación del regenerador hacia la tolva. La cama de catalizador en la tolva fluidiza introduciendo aire mediante un anillo en el fondo de la cama. La velocidad de fluidización en la tolva es mucho más baja que la velocidad en el regenerador. Esto reduce la posibilidad de la presencia de burbujas grandes de aire en la tolva de retiro. La tolva de retiro ayuda a ajustar la densidad del catalizador y a realizar un flujo suave de catalizador desde la tolva al tubo vertical.

Los gases de combustión del regenerador entran a ocho pares nuevos ciclones de dos pasos instalados en el regenerador. Esos ciclones separan la mayoría de las partículas de catalizador que entran con los gases de combustión. El catalizador separado de los gases de combustión es regresado a la cama de catalizador mediante las piernas de los ciclones. Los gases de combustión salen del regenerador a través de ocho salidas las que se conectan a una cámara de pleno circular instalada fuera del regenerador.



Los gases de combustión fluyen así a un separador de tercera etapa, 211-I, que limpia el gas nuevamente. Los gases de combustión limpios van hacia un nuevo equipo turbina/expansor-motor/generador (271-JM) el cual recupera la energía de los gases, generando energía eléctrica. Los gases de combustión descargados del expansor son enviados a la atmósfera.

Un flujo bajo desde el separador de la tercera etapa fluye a un ciclón de cuarta etapa que separa el bajo flujo de gases del catalizador. El catalizador recuperado de la cuarta etapa fluye hacia abajo a un recolector de finos. El catalizador es recuperado en este colector por un día y así se transfiere a una de las dos tolvas disponibles para finos de catalizador. El catalizador es colectado en tambores durante una semana y se enfría introduciendo una pequeña cantidad de aire en el fondo mediante las boquillas múltiples instaladas en el fondo del cono. Algo de calor es también perdido a la atmósfera a través de las paredes del recipiente. El catalizador de los tambores es transportado por camión, una vez por semana. (Ver Plano No 1 y No.2).



- NOTES:**
1. START-UP OR LOW FLOW VENT
 2. TEN SYMMETRICALLY POSITIONED FEED INJECTION NOZZLES
 3. NORMALLY OPEN, CLOSED FOR START-UP
 4. SEE PARTS FOR FLUIDIZATION NOZZLE DETAILS
 5. STATOR ANGLE SET MANUALLY

- LEGEND**
- STREAM NUMBER
 - TEMPERATURE
 - PRESSURE
 - EXISTING EQUIPMENT
 - NEW EQUIPMENT
 - WELDED EQUIPMENT

STREAM NUMBER	103	101	102	104	111	112	113	114	115	120	121	122	123	124
DESCRIPTION	FRESH MIXED FEED	REACTOR OVERHEAD	REGEN OVERHEAD	TOTAL COMBUST AIR	AIR TO T-DRYERS	COMB AIR TO OUTER RING	COMB AIR TO INNER RING	PLANT AIR TO HOPPER	PLANT AIR TO RCSP	J-BEND STEAM	NOZZLE DISPERSION STEAM	SCSP AERATION STEAM	STRIPPING STEAM	DISCHARGE DOME STEAM
TEMPERATURE °C	151	538	721	280	280	280	280	40	40	350	350	350	350	350
PRESSURE kg/cm ²	16.30	2.21	2.75	3.98	3.18	3.18	3.18	5.00	5.00	20.2	20.2	20.2	20.2	20.2
MASS FLOW kg/hr	392133	297571	253238	236781	218022	1188	5820	1025	387	2078	11480	630	5820	850
VOLUME FLOW (O.L.P.) m ³ /hr	487	124084	189258	80207	83203	438	2185	156	58	287	1588	55	778	117

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA COM E LAB 212

TESIS: AIRE Y GASES DE COMBUSTION AL CONVERTIDOR 1-D

TITULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

PLANTA No. 1

CURSOS: DQ104-88

ESCALA: NONE

FECHA: AGO.30.01

211-L
THIRD STAGE SEPARATOR
5800mm DIA x 11000mm T/T

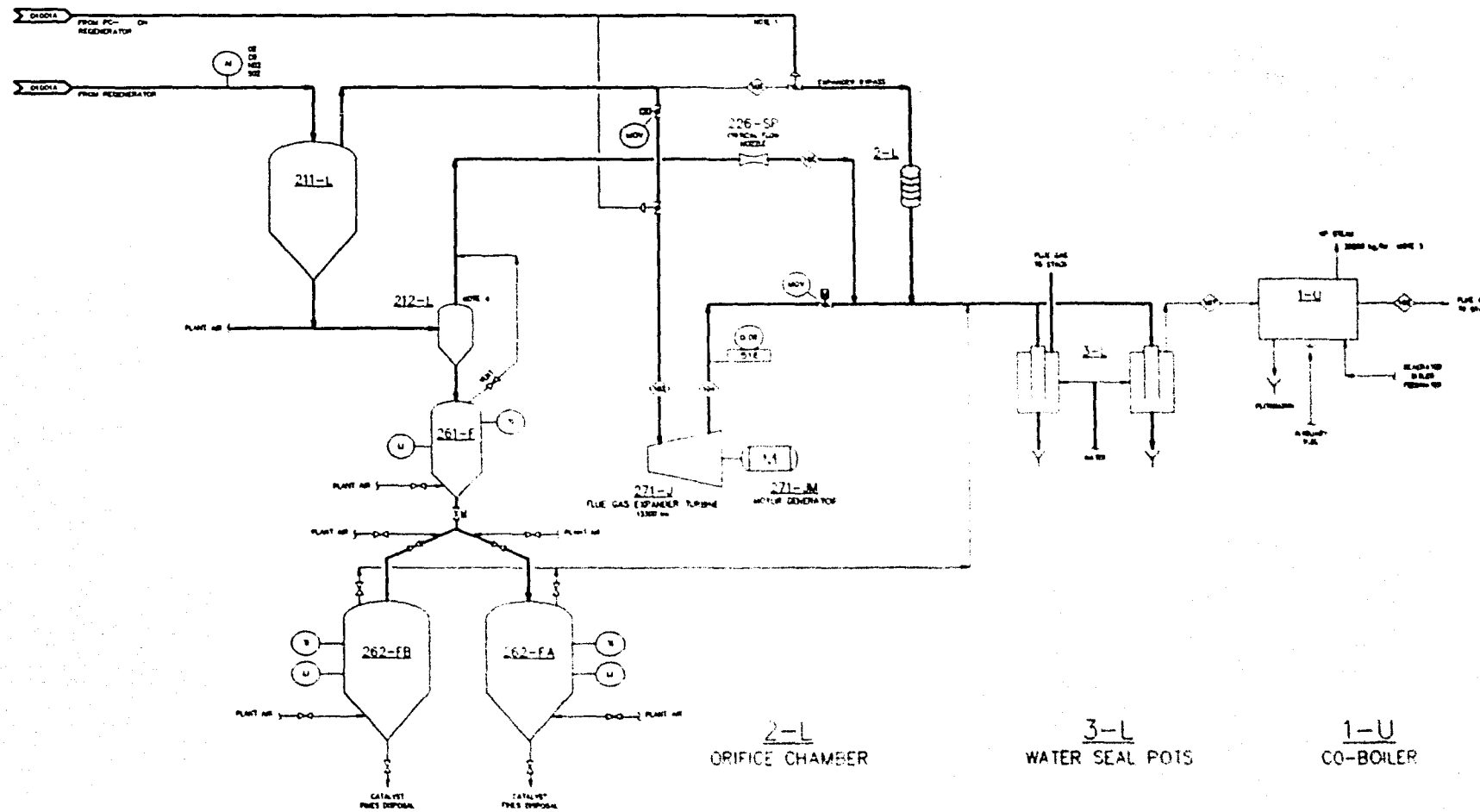
262-FA/B
FINES DISPOSAL HOPPER
2000mm DIA x 8000mm T/T

261-F
FINES COLLECTION HOPPER
1250mm DIA x 3500mm T/T

212-L
FOURTH STAGE CYCLONE
(SIZE BY VENDOR)

NOTES:

- 1 USED FOR PRESSURE CONTROL WHEN EXPANDER IS OUT OF SERVICE.
- 2 FLOW WHEN EXPANDER IS OPERATIONAL
- 3 ASSUMING NO SUPPLEMENTAL FIRING
- 4 TO BE DECIDED AT THE VENDOR SELECTION STAGE



LEGEND:

- STREAM NUMBER
- TEMPERATURE
- PRESSURE (kg/cm²)
- EXISTING EQUIPMENT
- NEW EQUIPMENT
- IMPROVED EQUIPMENT

STREAM NUMBER		103	104	105	106	107	108
DESCRIPTION		EXPANDER INLET	EXPANDER OUTLET	3RD STAGE UNDERFLOW	EXPANDER BYPASS NOTE 2	CO BOILER INLET	CO BOILER OUTLET
TEMPERATURE	°C	721	516	721	721	516	226
PRESSURE	kg/cm ²	2.22	0.06	2.50	2.22	0.05	0.01
MASS FLOW	kg/hr	240709	240709	7609	4920	253238	251138
VOLUME FLOW (G.T.P)	m ³ /hr	208967	491797	6378	4271	526025	344025

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA COM E LAB 212

TITULO: REQUIS AIRS FASES DE CONVERSIONAL CONVERSION 1-D

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

PLANTA NO 2

PLANTA FCC-1

FECHA: AGO 30 '01



- **Nodos y Desviaciones Analizadas.**

- 1) Del soplador 101-J al convertidor 1-D
 - a) Alto nivel de ruido
 - b) Menos flujo de aire de combustión.
 - c) No hay flujo de aire de combustión.

- 2) Cámara de orificio 2-L.
 - a) Bajo flujo

- 3) Turbo expansor 271-J.
 - a) Bajo Flujo.
 - b) Gases con catalizador
 - c) Alta temperatura a la salida del turbo expansor.

A continuación se muestran las tablas de los nodos seleccionados para el circuito.



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 2,3 y 9,2001

Nodo: 13 Del Soplador 101-J al convertidor 1-D

Diagramas: 105F, 105C1, 107B y 107F Producto: Gases de combustión

Desviación: Alto nivel de ruido LOI: LOS: 90 db LSI: LSS: 90 dB

Escenario 146

Causa

1. Silenciador dañado y/o mal seleccionado

Consecuencias

1. Ruido mayor de 90 db
2. Daños a la salud del personal
3. Vibración excesiva por el flujo de aire provocando que se aflojen o desajusten conexiones de la instrumentación de la válvula de flujo FV-116 provocando disturbios en el sistema de control de la planta

Protección

1. Silenciador
2. Protección auditiva
3. Se tienen señalamientos de uso de protección auditiva

Recomendación

1. Modificar o cambiar silenciador dañado (previo estudio de selección), debido a que el nivel de ruido medido es de hasta 106 db. Para cumplir con lo establecido en la norma NOM-011-STPS-1994
2. Asegurar que se cumpla con la rutina de verificación de interconexión neumática de la FV-116
3. Cumplir con el programa de rutina y mantenimiento preventivo en la válvula antisurge FV-116

Frecuencia 5 (5)	Gravedad 3 (3)	Riesgo 9 (9)	Clase A
---------------------	-------------------	-----------------	---------

Escenario 147

Causa

2. Derivación hacia la válvula de flujo FV-116 con alto nivel de ruido (mayor de 105 db)

Consecuencias

1. Ídem a la causa 1

Protección

1. Ídem a la causa 1

Recomendación

1. Hacer un estudio para minimizar el nivel de ruido en la derivación de la válvula de flujo FV-116 de acuerdo a lo establecido con la norma NOM-011-STPS-1994 y hacer los cambios necesarios

Frecuencia 5 (5)	Gravedad 3 (3)	Riesgo 9 (9)	Clase A
---------------------	-------------------	-----------------	---------



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 2,3 y 9,2001

Nodo: 13 Del Soplador 101-J al convertidor 1-D

Diagramas: 105F, 105C1, 107B y 107F Producto: Gases de combustión

Desviación: Menos flujo de aire de combustión	LOI: 90.000 m3/h	LOS: 120.000 m3/h	LSI: 86.000 m3/h	LSS: 200.000 m3/h
---	------------------	-------------------	------------------	-------------------

Escenario 148

Causa

1. Falla el controlador indicador de flujo FIC/ FV-116 en abierto

Consecuencias

1. Flujo inverso de carga al regenerador
2. Baja la presión en el regenerador
3. No hay regeneración
4. Envío de catalizador a las válvulas de flujo FV-109,110 y 111, provocando obstrucción
5. Paro de planta
6. Durante el arranque no se podrá enviar aire al regenerador, por taponamiento en las valvulas FV-109, 110 y 111

Protección

1. Programa de mantenimiento preventivo al indicador controlador de flujo FIC/FV-116
2. Alimentación de vapor de emergencia en forma manual por la FV-9, XV-107, XV-108, XV-109

Recomendación

1. Continuar con el programa preventivo a valvula de control e instrumentos, tener repuesto a mano de los accesorios de FV-116 (posicionador, convertidor, booster, valvulas solenoides y valvulas de tres vias)
2. Hacer un estudio para la seleccion e instalacion de un sistema hidraulico, para el control de la FV-116 y reemplazar el sistema actual, ya que no es confiable
3. Realizar simulacros operacionales para este tipo de fallas
4. Seleccionar e instalar valvulas check despues de FV s-109/110/111
5. Fabricar e instalar cuarto frio para proteccion de la instrumentacion del FIC-116

Frecuencia 4
(3)

Gravedad 2
(2)

Riesgo 7
(6)

Clase B



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara **Area/proceso:** Gases de combustión **Fecha:** Agosto 2,3 y 9,2001

Nodo: 13 Del Soplador 101-J al convertidor 1-D

Diagramas: 105F, 105C1, 107B y 107F **Producto:** Gases de combustión

Desviación: Menos flujo de aire de combustión **LOI:** 90,000 m3/h **LOS:** 120,000 m3/h **LSI:** 86,000 m3/h **LSS:** 200,000 m3/h

Escenario 149

Causa

2. Obstrucción parcial del filtro en la succión del soplador 101-J

Consecuencias

1. No hay consecuencias

Protección

1. Programa de mantenimiento preventivo a filtros de succión

Recomendación

- 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a los filtros de succión
- 2. Durante cada paro institucional revisar el estado de los filtros de succión
- 3. Ídem a 4 y 5 de la causa 1
- 4. Contar con filtros de repuesto del 101-J

Frecuencia 2 (2)	Gravedad 1 (1)	Riesgo 2 (2)	Clase C
---------------------	-------------------	-----------------	---------

Escenario 150

Causa

3. Falla el controlador de presión de descarga, PIC-118 y la turbina disminuye subitamente su velocidad

Consecuencias

- 1. Baja la presión en el regenerador
- 2. Flujo inverso de carga al regenerador
- 3. Envío de catalizador a las válvulas de flujo FV-109,110 y 111, provocando obstrucción
- 4. Alta vibración en el soplador 101-J
- 5. Paro de planta

Protección

- 1. Programa de mantenimiento preventivo a sistema de control de presión en la descarga del indicador controlador de presión PIC-118
- 2. Ídem a la causa 1
- 3. Disparo del soplador por alta vibración

Recomendación

- 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al indicador controlador de presión PIC-118
- 2. Capacitar al personal operativo en el SCD
- 3. Solicitar al fabricante del SCD que limite los valores del Set-Point, para la operación del 101-J

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
---------------------	-------------------	-----------------	---------

Escenario 151

Causa

4. Falla del sistema de control de velocidad SIC-300

Consecuencias

1. Ídem a la causa 3

Protección

1. Programa de mantenimiento preventivo al sistema de control de velocidad SIC-300

Recomendación

1. Fabricar un cuarto frío para protección de los equipos de control de PIC-118 y SIC-300 (el tiempo de vida de la electrónica disminuye considerablemente por temperaturas altas y ambiente corrosivo)

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
---------------------	-------------------	-----------------	---------



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 2,3 y 9,2001

Nodo: 13. Del Soplador 101-J al convertidor 1-D.

Diagramas: 105F, 105C1, 107B y 107F Producto: Gases de combustión

Desviación: Menos flujo de aire de combustión	LOI: 90,000 m3/h	LOS: 120,000 m3/h	LSI: 86,000 m3/h	LSS: 200,000 m3/h
---	------------------	-------------------	------------------	-------------------

Escenario 152

Causa

5. Vacio insuficiente en el condensador de superficie del 101-J

Consecuencias

- 1 Baja la velocidad de la turbina, presión y flujo de descarga del soplador
- 2 Insuficiencia de aire para regeneración del catalizador
- 3 Baja carga a la unidad
- 4 Paro de planta

Protección

- 1 Sistema de agua de enfriamiento
- 2 LIC-530 con alarma de alto y bajo nivel, en el condensador de superficie
- 3 Bombas de condensado 120-Ji,JA y logico 4005 arranca automáticamente la bomba de relevo
- 4 Torre de enfriamiento 1601-T

Recomendación

- 1 Dar un buen tratamiento al agua de enfriamiento para evitar la obstrucción de tubos en el condensador de superficie
- 2 Mantener en operación las cinco bombas de agua de enfriamiento y asegurar una disponible
- 3 Cumplir con el programa de mantenimiento de bombas y ventiladores de la torre de enfriamiento 1601-T
- 4 Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de las bombas 120-J-JA de condensado
- 5 Mantener dentro de los límites de diseño el nivel de condensado en el pozo caliente del condensador
- 6 Instalar arreglos para efectuar retrolavados en el condensador de superficie del soplador 101-J
- 7 Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo del condensador de superficie y eyectores de sistema de vacío

Frecuencia 4
(3)

Gravedad 2
(2)

Riesgo 7
(6)

Clase B



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 2,3 y 9,2001

Nodo: 13 Del Soplador 101-J al convertidor 1-D

Diagramas: 105F, 105C1, 107B y 107F Producto: Gases de combustión

Desviación: Menos flujo de aire de combustión LOI: 90,000 m3/h LOS: 120,000 m3/h LSI: 86,000 m3/h LSS: 200,000 m3/h

Escenario 153

Causa

6. Baja presión del vapor de alimentación a turbina

Consecuencias

1. Baja la velocidad de la turbina, presión y flujo de descarga del soplador
2. Insuficiencia de aire para regeneración del catalizador
3. Baja carga a la unidad
4. Paro de planta

Protección

1. Alarma de baja presión en el cabezal de vapor
2. Sistema de comunicación con el sector de fuerza

Recomendación

1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos
2. Mantener la comunicación con el sector de fuerza

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
---------------------	-------------------	-----------------	---------

Escenario 154

Causa

7. Falla y cierra la FV-107 o FV-108

Consecuencias

1. No hay consecuencias

Protección

1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de flujo FV-107 y 108

Recomendación

1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control

Frecuencia 3 (2)	Gravedad 1 (1)	Riesgo 3 (2)	Clase C
---------------------	-------------------	-----------------	---------

Escenario 155

Causa

8. Error humano se pide menor señal en el HIC-101 y la turbina disminuye su velocidad

Consecuencias

1. Baja la presión en el regenerador
2. Flujo inverso de carga al regenerador
3. Envío de catalizador a las válvulas de flujo FV-109, 110 y 111, provocando obstrucción.

Protección

1. Programa de capacitación y adiestramiento
2. Uso del simulador del personal de la planta
3. Lógico 1004 que lleva a condiciones seguras al convertidor.

Recomendación

1. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento.
2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a lógicos de protección
3. Fomentar el uso del simulador.

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
---------------------	-------------------	-----------------	---------



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases Fecha: Agosto 2,3 y 9,2001
de combustión.

Nodo: 13 Del Soplador 101-J al convertidor 1-D.

Diagramas: 105F, 105C1, 107B y 107F Producto: Gases de combustión

Desviación: No hay flujo de aire de combustión LOI: 90,000 m3/h LOS: 120,000 m3/h LSI: 86,000 m3/h LSS: 200,000 m3/h

Escenario 156

Causa

1. Disparo de soplador 101-J

Consecuencias

1 No hay alimentación de aire de combustión
2. Paro de planta

Protección

1 Programa de mantenimiento preventivo
2 Sistema automatico de control de presión de descarga, PIC-118 y velocidad de la turbina SIC-300
3 Sistema de lubricación
4 Sistema anti-surge

Recomendación

1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a soplador 101-J
2 Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al sistema de control del compresor 102-J
3 Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al sistema de lubricación

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
---------------------	-------------------	-----------------	---------

Escenario 157

Causa

2. Falla y cierra HV-106

Consecuencias

1. Disparo del soplador 101-J
2 No hay alimentación de aire de combustión
3. Paro de planta

Protección

1 Programa de mantenimiento preventivo a válvula HV-106
2 Logico 1005

Recomendación

1 Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos
2 Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control
3 Continuar con el programa de mantenimiento a lógicos de protección

Frecuencia 3 (2)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 6 (4)	Clase B
---------------------	-------------------	-----------------	---------

Escenario 158

Causa

3. Falla y cierra la válvula de flujo FV-109, 110 y 111

Consecuencias

1 Envío de catalizador a las válvulas
2 Erosión a los internos de la válvula y se queda atascada.
3. Se baja la carga a la unidad
4. Paro de planta

Protección

1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control.

Recomendación

1. Instalar check en líneas después de las válvulas de flujo FV-109/110/111

Frecuencia 3 (2)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 6 (4)	Clase B
---------------------	-------------------	-----------------	---------



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara **Area/proceso:** Gases de combustión **Fecha:** Agosto 17, 2001

Nodo: 15. Turbo expansor 271-J.

Diagramas: 105-H.

Producto: Gases de combustión

Desviación: Bajo flujo. **LOI:** 150000kg/hr **LOS239936** kg/hr **LSI:** 145000kg/hr **LSS245000kg/hr**

Escenario 165

Causa

1. Baja carga a la unidad.

Consecuencias

1. Disparo del Turbo expansor 271-J
2. Posible descontrol en planta FCC-1
3. Posible descontrol en el sistema de distribución de energía eléctrica de la Refinería

Protección

1. Lógico 1006 (Programa que actúa automáticamente)

Recomendación

1. Operar siempre dentro de los límites de carga que requiere el turboexpansor.
2. Continuar con el programa de revisión de lógicos.

Frecuencias

(5)

Gravedad 2

(2)

Riesgo 8

(8)

Clase A

Escenario 166

Causa

2. Abre PV-602 operando el Turbo expansor 271-JM PV (Válvula de presión)

Consecuencias

1. Idem a la causa 1

Protección

1. Lógico 1006 (Programa que actúa automáticamente)
2. Programa de mantenimiento preventivo a la Válvula de presión (PV-602)

Recomendación

1. Capacitar al personal de operación
2. Realizar simulacros para fallas del Turbo expansor 271-JM
3. Revisar lógicos

Frecuencia 4

(3)

Gravedad 2

(2)

Riesgo 7

(6)

Clase B

Escenario 167

Causa

3. Cierra la válvula de presión PV-601 (falla de PLC o falla mecánica).

Consecuencias

1. Disparo del turbo expansor 271-J.
2. Posible descontrol en planta FCC-1
3. Posible descontrol en el sistema de distribución de energía eléctrica de la Refinería

Protección

1. Programa de mantenimiento preventivo a válvula de presión PV-601.
2. Programa de mantenimiento preventivo al sistema mecánico e hidráulico.

Recomendación



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 17, 2001.

Nodo: 15 Turbo expansor 271-J.

Diagramas: 105-H

Producto: Gases de combustión.

Desviación: Alta temperatura en salida del turboexpansor LOI: LOS: 644 C LSI: 630 C LSS: 675 C

Escenario 162

Causa

1 Si la excitación eléctrica, sincronización y enlace con la planta de fuerza no se lleva cabo antes de rebasar las temperaturas de disparo

Consecuencias

- 1 Disparo del turboexpansor
2. Descontrol en la presión del regenerador

Protección

- 1 Lógico 1006 (Programa que actúa automáticamente)
- 2 Lógico 1004

Recomendación

- 1 Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo del PLC de control del turboexpansor
- 2 Mantener coordinación y comunicación con el personal operativo de la planta de fuerza para enlazar el turboexpansor con el generador de potencia
- 3 Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de lógicos de protección, valvulas y instrumentos
- 4 Trasladar el PLC de control del turboexpansor al SCD en bunker

Frecuencia 5 (5)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 8 (8)	Clase A
----------------------------	--------------------------	------------------------	----------------

Escenario 163

Causa

2 Excitación no adecuada en el modulo de control del generador

Consecuencias

- 1 Idem a la causa 1

Protección

- 1 Idem a la causa 1

Recomendación

- 1 Coordinarse con el personal de fuerza para elaborar el programa de mantenimiento preventivo del panel de control del generador de potencia

Frecuencia 5 (5)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 8 (8)	Clase A
----------------------------	--------------------------	------------------------	----------------

Escenario 164

Causa

3. Alimentación de gases de combustión a más de 750 C.

Consecuencias

- 1 Daños a los internos del turboexpansor
- 2 Paro del turbo expansor
- 3 Descontrol en la presión diferencial del convertidor.

Protección

- 1 Disparo por alta temperatura
2. Lógico de protección 1006 (Programa que actúa automáticamente)

Recomendación

- 1 Mantener la operación del convertidor dentro de los parámetros de diseño.
- 2 Continuar con el programa de revisión de los lógicos de protección.

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
----------------------------	--------------------------	------------------------	----------------



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 17, 2001.

Nodo: 15. Turbo expansor 271-J

Diagramas: 105-H Producto: Gases de combustión

Desviación: Bajo flujo LOI: 150000kg/hr LOS239936 kg/hr LSI: 145000kg/hr LSS245000kg/hr

Escenario 165

Causa

1 Baja carga a la unidad

Consecuencias

- 1 Disparo del Turbo expansor 271-J
- 2 Posible descontrol en planta FCC-1
- 3 Posible descontrol en el sistema de distribución de energía eléctrica de la Refinería

Protección

1 Lógico 1006 (Programa que actúa automáticamente)

Recomendación

- 1 Operar siempre dentro de los límites de carga que requiere el turboexpansor
- 2 Continuar con el programa de revisión de lógicos

Frecuencias (5)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 8 (8)	Clase A
---------------------------	--------------------------	------------------------	----------------

Escenario 166

Causa

2 Abre PV-602 operando el Turbo expansor 271-JM PV (Válvula de presión)

Consecuencias

1 Idem a la causa 1

Protección

- 1 Lógico 1006 (Programa que actúa automáticamente)
- 2 Programa de mantenimiento preventivo a la Válvula de presión (PV-602)

Recomendación

- 1 Capacitar al personal de operación
- 2 Realizar simulacros para fallas del Turbo expansor 271-JM
- 3 Revisar lógicos

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
----------------------------	--------------------------	------------------------	----------------

Escenario 167

Causa

3. Cierra la válvula de presión PV-601 (falla de PLC o falla mecánica)

Consecuencias

- 1 Disparo del turbo expansor 271-J
- 2 Posible descontrol en planta FCC-1
- 3 Posible descontrol en el sistema de distribución de energía eléctrica de la Refinería

Protección

- 1 Programa de mantenimiento preventivo a válvula de presión PV-601
- 2 Programa de mantenimiento preventivo al sistema mecánico e hidráulico

Recomendación

Frecuencia 4 (3)	Gravedad 2 (2)	Riesgo 7 (6)	Clase B
----------------------------	--------------------------	------------------------	----------------



Compañía: Refinería Ing. Héctor R. Lara Área/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 17, 2001

Nodo: 15. Turbo expansor 271-J

Diagramas: 105-H Producto: Gases de combustión

Desviación: Bajo flujo LOI: 150000kg/hr LOS239936 kg/hr LSI: 145000kg/hr LSS:245000kg/hr

Escenario 168

Causa

4. Abre la válvula deslizante ZV-102A/B operando el turbo-expansor 271-JM y teniendo el control de la válvula de presi. PV-601/602

Consecuencias

- 1. Paro del turbo expansor
- 2. Descontrol en la presión diferencial del convertidor
- 3. Paro de planta

Protección

- 1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas deslizantes
- 2. Lógico 1004 (Programa que actúa automáticamente)

Recomendación

- 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a las válvulas deslizantes

Frecuencia	Gravedad	Riesgo	Clase
4 (3)	2 (2)	7 (6)	B

Escenario 169

Causa

5. Cierra MOV-605

Consecuencias

- 1. Paro del turbo expansor
- 2. Descontrol en la presión diferencial del convertidor
- 3. Paro de planta

Protección

- 1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos

Recomendación

- 1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos

Frecuencia	Gravedad	Riesgo	Clase
4 (3)	2 (2)	2 (2)	B



Compañía: Refinería Ing. Héctor R Lara Area/proceso: Gases de combustión Fecha: Agosto 17,2001.

Nodo: 15. Turbo expansor 271-J.

Diagramas: 105-H Producto: Gases de combustión

Desviación: Gases con catalizador LOI: LOS LSI: LSS:

Escenario 170

Causa

- 1 Alto nivel de catalizador en ciclón 211-L

Consecuencias

- 1 Envío de catalizador al turbo expansor
- 2 Erosión de líneas del circuito de gases de combustión
- 3 Daños a los internos del turbo expansor
- 4 Envíos de finos de catalizador a la atmósfera

Protección

- 1 PDI-133 (Indicador diferencial de presión)
- 2 monitoreo del consumo de catalizador

Recomendación

- 1 Continuar con el monitoreo del consumo de catalizador
- 2 Continuar con el programa preventivo de instrumentos

Frecuencia⁴
(4)

Gravedad²
(2)

Riesgo⁷
(7)

Clase B

Escenario 171

Causa

- 2 Falla del ciclón primario, secundario o tercer paso

Consecuencias

- 1 Envío de catalizador al turbo expansor
- 2 Erosión de líneas del circuito de gases de combustión
- 3 Daños a los internos del turbo expansor
- 4 Envíos de finos de catalizador a la atmósfera

Protección

- 1 Programa de reparación institucional
- 2 monitoreo del consumo de catalizador

Recomendación

- 1 Cumplir al 100% con el programa de reparación institucional
- 2 mantener la temperatura de operación del convertidor dentro de los límites establecidos por el diseño

Frecuencia⁴
(3)

Gravedad²
(2)

Riesgo⁷
(6)

Clase B



3.2.2 METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

Antes de empezar a construir el árbol de fallos es importante tener un conocimiento profundo del funcionamiento del sistema. Para esto, el analista deberá recopilar y entender la información relacionada con este sistema.⁷

- 1) Descripción del sistema
- 2) Identificar la falla del sistema "evento culminante (EV)" que va a ser analizada y ubicarla en la parte superior del árbol.
- 3) Proceder al próximo nivel del sistema que llamaremos subsistema e identificar las fallas del subsistema que podrían conducir a la falla del sistema.
- 4) Determinar la relación lógica entre las fallas del subsistema que son requeridas para producir la falla del sistema. Puede ser resultado de las combinación de fallas o la ocurrencia de cualquiera de las fallas identificadas.
- 5) Usar la estructura lógica de puertas "Y", "O" para mostrar la relación de fallas del subsistema que producen las fallas del sistema (EV). La "Y" significa que las frecuencias o probabilidades deben ser multiplicadas y la "O" significa que deben ser sumadas.
- 6) Proceder al máximo nivel bajo del sistema y repetir los pasos del 2 - 4 hasta que se hayan identificado todas las fallas del nivel del componente.
- 7) Calcular la frecuencia o probabilidad de falla del evento culminante. Continuar la estructura lógica indicadas por las puertas "Y","O" en el árbol de fallas hasta que la probabilidad de la falla del sistema o evento culminante a sido calculado.

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



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

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

Ec. (1)

En donde:

P: es la probabilidad

λ : es la frecuencia

t: es el tiempo

El tiempo se toma como un año, y la frecuencia obtenida de la tabla 3.4 de niveles de probabilidad y gravedad empleados en el HazOp estos datos se normalizan a un año.

Substituyendo los valores de frecuencia y del tiempo la probabilidad será:

$$P = 1 - e^{(-(0.2 \text{ fallas/año}) \cdot (1 \text{ año}))} = 0.63$$

Ec. (2)

Es decir que la probabilidad de ocurrencia es de 0.63 en un año.

Cuando se consideran las protecciones se reduce la frecuencia y la gravedad. Se tienen entonces una frecuencia de 3 (hasta una vez en 5 años) es decir 0.2 fallas por año, la probabilidad entonces es:

$$P = 1 - e^{(-(0.2 \text{ fallas/año}) \cdot (1 \text{ año}))} = 0.18$$

Ec. (3)



3.2.3 Método para encontrar los conjuntos mínimos.

No siempre es posible identificar directamente del árbol de fallas todas las combinaciones que conducen al accidente y las fallas que interactúan en dicho accidente. Es por eso que se recomienda evaluar por medio de conjuntos mínimos las posibles combinaciones de las que puede resultar el evento culminante; además son sumamente útiles en la jerarquización de las formas en las que el accidente puede ocurrir y permiten la cuantificación del árbol si existen los datos necesarios.

Pasos para la obtención de los conjuntos mínimos.

- 1) Identificar todas las puertas y eventos básicos en el árbol de fallas. Cada identificador es único, y si un evento básico aparece más de una vez en el árbol, deberá tener el mismo identificador todas las veces.
- 2) Resolver todas las puertas en eventos básicos. Esto es hecho mediante el formato de una matriz, empezando por el evento culminante y procediendo por la matriz hasta que todas las puertas lógicas sean resueltas. Las puertas son resueltas sustituyéndolas en la matriz por sus eventos de entrada. El evento culminante siempre es la primera entrada de la matriz y se coloca en la primera columna y fila.

Regla "O": La primera entrada en una puerta "O" reemplaza al identificador de la puerta, los siguientes eventos de entrada son insertados en las siguientes filas vacías de la matriz, una entrada por fila. Si existen otras entradas en la fila donde la puerta "O" apareció, está entrada deberán ser repetidas en todas las filas que contengan las otras entradas de dicha puerta.

Regla "Y": Cuando se resuelve una puerta "Y" en la matriz, la primer entrada a la puerta reemplaza al identificador de la puerta de la matriz, y las otras entradas se colocan en las siguientes columnas disponibles, entrada por columna, en la misma fila en la que la puerta "Y" apareció. Todas las puertas subsecuentes son resueltas y todas las otras entradas a una puerta "Y" son incluidas en cada nueva fila e, cada. Las puertas de retraso e inhibición son resueltas de la misma forma que las "Y".



- 3) Remover todos los eventos duplicados dentro de cada juego de eventos básicos identificados.
- 4) Borrar todos los conjuntos que contengan a otros conjuntos básicos de eventos. Una vez que una lista mínima de conjuntos para un evento particular es encontrada, un analista puede evaluar las fallas para determinar cadenas débiles en el sistema.

Usando los resultados de éste análisis cualitativo, es posible proponer recomendaciones para mejorar la seguridad del sistema de estudio.

3.2.4 Jerarquización de los conjuntos mínimos.

Para un ordenamiento cualitativo es necesario considerar los siguientes factores:

- **Importancia estructural:** Considera cuántos eventos básicos están involucrados en cada uno de los conjuntos mínimos. Con esto en mente, un grupo unitario es mucho más importante que uno conteniendo dos, y todavía más que uno conteniendo tres. Lo anterior, basado en la suposición de que una secuencia involucrando dos eventos sea más probable de ocurrir que una secuencia conteniendo cuatro.
- **Tipo de eventos:** Para ordenar grupo de eventos con el mismo tamaño, la regla es la siguiente:
 - 1) Los errores humanos.
 - 2) Errores debido a fallas de equipo activo.
 - 3) Errores atribuidos a fallas en equipos pasivos (como tuberías o tanques de almacenamiento).

El ordenamiento anterior nos da una orientación cualitativa general y puede ser modificado en casos específicos, dependiendo del tipo y calidad del equipo, condiciones de operación, capacitación del operador, políticas de mantenimiento. La jerarquización de las secuencias más probables puede estar basada en la experiencia del personal de operación de cada planta.



3.3 Definición del evento culminante y descripción del sistema.

Como se menciona anteriormente, en el análisis del Árbol de Fallas, se supone un evento culminante que provoque pérdidas en el proceso. Mediante la revisión de los registros de accidentes de la planta y con el apoyo del análisis HazOp se encontró un evento culminante que es importante para el proceso, el cuál es: "El paro del turbo-expansor 221 JM ", el cuál es evaluado mediante la técnica de los conjuntos mínimos descrita anteriormente y aplicando las reglas booleanas mostradas en la tabla 3.7.

Tabla No.3.7 Reglas booleanas de uso frecuente en el análisis de árboles de fallas.¹

Conmutativa:	$AB=BA$ $A+B=B+A$	
Asociativa	$A(BC)=(AB)C$ $A+(B+C)=(A+B)+C$	
Distributiva	$A(B+C)=AB+AC$ $A+BC=(A+B)(A+C)$	
OTRAS:	$A A=A$ $A(A+B)=A$ $A A'=0$ $0 A=0$ $1 A=A$ $(A^*)^*=A$	$A+A=A$ $A+AB=A$ $A+A^*=1$ $0+A=A$ $1+A=1$



Tabla No.8 Cálculos efectuados por conjuntos mínimos del turbo expansor.

EVENTO BASICO	PROBABILIDAD
B1= Excitación del modulo del generador inadecuada	1.00E-03
B2= Falla del modulo del generador	1.00E-05
B3= Falla de enlace con fuerza	1.00E-03
B4= Falla sistema de lubricación	1.00E-01
B5= Alta velocidad	1.00E-03
B6= Movimiento axial excedido	1.00E-05
B7= Falla del transmisor ZT-604	1.00E-03
B8= Falla el motor de la bomba	1.00E-05
B9= Aceite insuficiente	1.00E-03
B10= Falta de mantenimiento	1.00E-03
B11= El transmisor ZT-601, no sensa posición válvula	1.00E-03
B12= Falla sistema de enfriamiento	1.00E-03
B13= Falla control de temperatura del regenerador	1.00E-05
B14= Fallo humano excitación y enlace tardio	1.00E-03
B15= Falla del PLC	1.00E-05
B16= Falla de la PCV-630 en cerrado	1.00E-03
B17= Falla aire de instrumentos	1.00E-05
B18= Fallan bombas	1.00E-03
B19= Fuga en el sistema	1.00E-03
B20= bajo nivel de aceite	1.00E-03



B21= Falla por cavitación	1.00E-05
B22= Falta de mantenimiento preventivo.	1.00E-03
B23= El operador cierra la MOV-605	1.00E-05
B24= Error operacional	1.00E-03
B25= El operador abre la válvula intencionalmente	1.00E-03

Tabla No.3.9 Resultados.

CONJUNTO MÍNIMO	PROBABILIDAD DE OCURRENCIA	PORCENTAJE DE OCURRENCIA
$C1=B1+B2+B3$	2.01E-03	0.881578947368
$C2=B4+B5+B6$	1.01E-01	44.298245614
$C3=B7+B8+B9+B10$	3.01E-03	1.3201754386
$C4=C3*B11$	3.01E-06	1.3201754386 E-3
$C5=B12+B13+B14$	2.01E-03	0.881578947368
$C6=B16+B17+B18+B19$	3.01E-03	1.32017543686
$C7=B20*B21$	1.00E-08	4.38335E-06
$C8=B22+B23$	1.01E-03	0.44298245614
$C9=B24+B25$	2.00E-03	0.877192982456
$C10=C6+C7$	3.01E-03	1.3201754386
$C1=C1+C2+C4+C5+B15+C10+C8+C9$	1.11E-01	48.6842105263
TOTAL	2.28E-01	100
FRECUENCIA DEL EVENTO TOPE:	2.59E-01	



Para obtener la frecuencia del evento tope se calculo con la Ecuación No.1 y despejando la frecuencia obtenemos lo siguiente:

$$F = -(LN(1-(P))) * (1/T)$$

El paro del turbo-expansor puede ocurrir por sobre-presión en la descarga del turbo-expansor, alta vibración, falla en el sistema de lubricación, disminución en el flujo de entrada de gases de combustión y si no hay gases de combustión en la succión.

Además tendría consecuencias muy serias que provocaría lo siguiente:

- 1) Disminución en la presión diferencial inmediata y si no se toman las medidas necesarias podría provocar una explosión en el regenerador.
- 2) Paro de planta.
- 3) Pérdidas por dejar de generar corriente eléctrica.

La técnica del análisis de árbol de fallos fue usada para la evaluación cuantitativa en el escenario antes mencionado. La probabilidad del escenario de accidente (evento culminante) obtenida se comparó con un potencial de pérdida correspondiente a la pérdida probable total (en dólares) que se producirá si el accidente ocurre, de acuerdo a la Tabla 3.8. Los valores del potencial de pérdida y de la pérdida probable total fueron tomados de la licenciatura y sólo es un ejemplo de cómo establecer una relación similar para la Planta Catalítica FCC-I. Si la probabilidad del evento culminante es mayor que el potencial de pérdida, el riesgo no se acepta y es necesario reducir su probabilidad, mediante técnicas de reducción de riesgos. Si la probabilidad del evento culminante es menor que el potencial de pérdida, el riesgo puede aceptarse y es necesario controlarlo en su nivel actual.

**ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA**



1. Para la aceptabilidad ó no del riesgo hemos usado la relación del potencial de pérdida (P_0) con la pérdida máxima probable (en dólares) mostrada en la Tabla 3.7 Para el accidente seleccionado, se supone que la pérdida máxima probable es: De 10,000 a 100,000 que corresponde al potencial de pérdida $P_0 = 10^3$. Si la probabilidad calculada es mayor que el potencial de pérdida el riesgo no se acepta y se deben implementar medidas correctivas para reducirla hasta que esta sea menor ó igual al potencial de pérdida.
2. La probabilidad del escenario de accidente, si se implementan las medidas correctivas recomendadas, se reduce a niveles de aceptabilidad. A continuación se muestran los valores de probabilidad, el escenario analizado, obtenido del análisis de árbol de fallas en las condiciones actuales de la planta catalítica FCC-I (Ver Plano No 3).

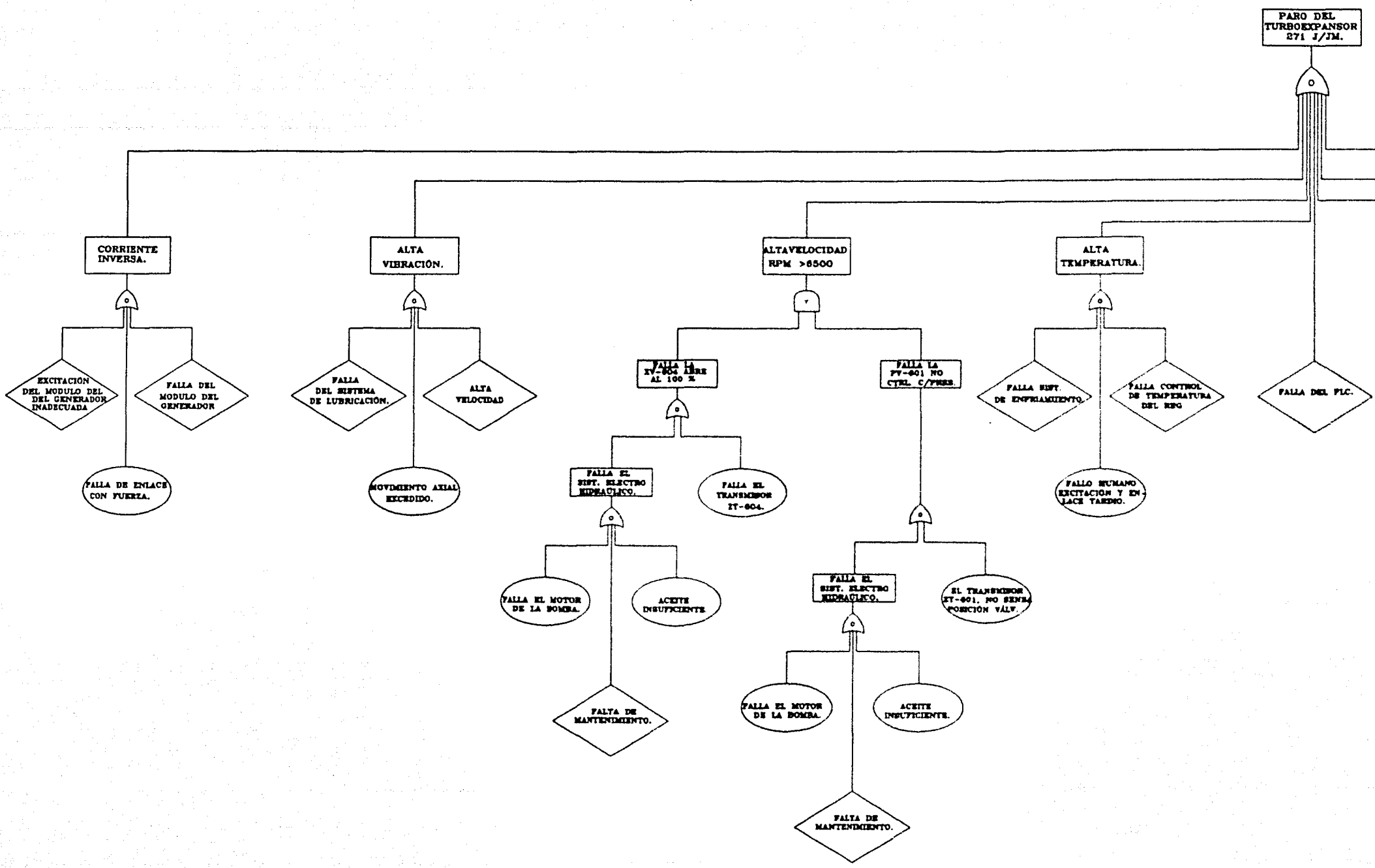
La relación del potencial de pérdida (P_0) y la máxima probable (en dólares) mostrada en la Tabla 3.7 es tomada de la literatura y representan una aproximación para la Planta Catalítica FCC-I.

Tabla 3.10 Valores de potencial de perdida y perdida probable.

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

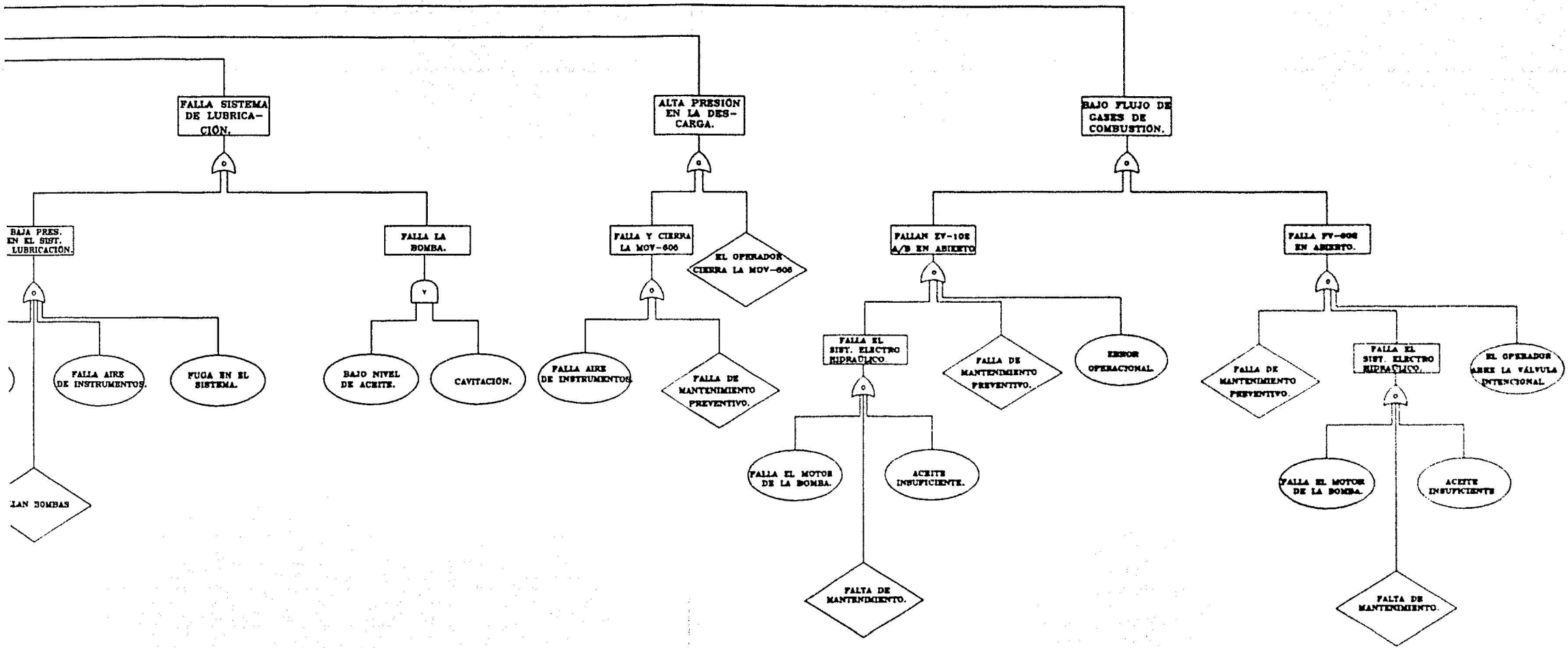


POTENCIAL DE PÉRDIDA (P0)	PÉRDIDA PROBABLE TOTAL (en dólares)
1	1 a 100
10^{-1}	100 a 1,000
10^{-2}	1,000 a 10,000
10^{-3}	10,000 a 100,000
10^{-4}	100,000 a 1,000,000
10^{-5}	1,000,000 a 10,000,000
10^{-6}	10,000,000 a 100,000,000
10^{-7}	100,000,000 a 1,000,000,000
10^{-8}	Mayor de 1,000,000,000



ES

FA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB. E12		
TESIS: AIRE Y GASES DE COMBUSTION AL CONVERTIDOR 1-D		TITULO: ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS PARA EL PARO DEL TURBO-EXPANSOR 271 J/JM.
		PLANO No.3
PLANTA FCC-1		
CIRCUITO No.6	DIBUJO A.B.B.	FECHA: NONE AGO.30.'01



3.2 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

Para evaluar los resultados de los efectos por incendio y explosión se utilizó el software "PHAST" (Process Hazard Analysis Software Tool) significa Herramientas de Software para el Proceso del Análisis de Riesgo que sirve para calcular diferentes modelos como:

- Dardo de fuego
- Bola de fuego
- Explosión TNT
- Explosión Multi-energía
- Explosiones en tanques

Para este evento se utilizó el modelo Explosión TNT y Jet Fire (dardo de fuego), se considera la explosión de una nube de propileno que puede darse por una fuga en el sello de la bomba 162-J/JA; además de la ignición en las inmediaciones de la torre de propilenizadora 16-E. Se deben tomar ciertos datos (Tabla No 3.8) para poder llevar a cabo el estudio, ya que es indispensable conocer las características del escenario en el que tienen lugar el accidente.

Tabla No 3.11 Datos requeridos para el modelo del análisis de consecuencias (PHAST).

Características del material	
Material	Propileno
Tipo de recipiente	Tanque Vertical
Presión de descarga	22.55 bar
Temperatura de descarga	38 °C
Material descargado	5.696 kg.



Escenario.	
Tipo de evento	Fuga
Fase	Líquida
Diámetro equivalente	10 mm
Características del tanque	
Posición del tanque	Vertical
Altura del tanque	7.5 m
Diámetro del tanque	2.8 m
Localización de la bomba	
Altura de la descarga sobre la superficie	0.6 m.
Angulo de la descarga	Horizontal
Inflamabilidad.	
Método usado para la explosión.	TNT (Tri nitro Tolueno).
Método para la bola de fuego	Shell.
Altura de la descarga	0.5 m.

Tabla No.3.12 Resultados del PHAST.6

Valores.	
Fracción del líquido	0.60 fracción
Temperatura final	-47.66 °C
Velocidad final.	275.92 m/s
Diámetro de la fuga.	2.20102E-003 mm
Flujo másico	2.22 kg/s
Velocidad de salida por el orificio	97.68 m/s
Presión de salida	1.01 bar
Temperatura de salida	36.12 °C
Coefficiente de la descarga	0.60
Radio expandido.	0.02 m



Tabla No. 3.13 Efectos de Explosión Para el Modelo TNT.

Sobre-presión (bar)	Distancia máxima (m)
0.02068	93.3186
0.1379	61.2163
0.2068	58.6789
Datos suplementarios a 0.02068 bar	
Masa inflamable proporcionada	1.50985 kg
Masa inflamable usada	1.50985 kg
Radio de la sobre presión	43.3186 m
Fuente de ignición	50 m
Centro de la nube	50 m
Centro de la explosión.	50 m
Datos suplementarios a 0.1379 bar	
Masa inflamable proporcionada	1.50985 kg
Masa inflamable usada	1.50985 kg
Radio de la sobre presión	11.2163 m
Fuente de ignición	50 m
Centro de la nube	50 m
Centro de la explosión.	50 m
Datos suplementarios a 0.2068 bar	
Masa inflamable proporcionada	1.50985 kg
Masa inflamable usada	1.50985 kg
Radio de la sobre presión	8.67889 m
Fuente de ignición	50 m
Centro de la nube	50 m
Centro de la explosión.	50 m



Tabla No. 3.14 Criterios para la localización de la explosión de la nube.

Distancia (m)

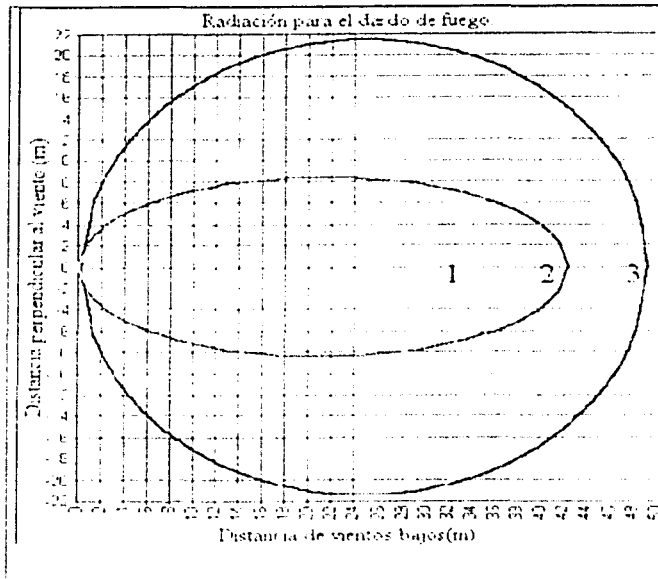
Nube	Centro de la explosión	Punto de Ignición.	Efecto de	Efecto de	Efecto de	Masa inflamable (kg)	Tiempo (s)
			la explosión a 0.02 bar	la explosión a 0.14 bar	la explosión a 0.21 bar		
10.00	10.000	10.000	41.03	18.03	16.22	0.55	0.39
20.000	20.00	20.00	62.63	31.04	28.54	1.44	1.76
30.00	30.000	30.00	41.03	41.22	38.68	1.51	4.25

Tabla No.3.15 Efecto de explosión

Distancia de la explosión.		Daños producidos
Pies	Metros	
		En general.
1010	307.84	Rompimiento de ventanas bajo tensión.
143	43.58	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas.
54-93	16.47 a 28.34	Ventanas usualmente fragmentadas; algunos otros daños
54	16.45	Casas parcialmente demolidas, inhabitables
14-54	4.26 a 16.45	Daños causados por fragmentos de vidrios en el aire
33	10.05	Derrumbe parcial de los muros de casas.
25-33	7.62 a 10.05	Concreto de las calles cuarteado.
11-29	3.35 a 8.83	Ruptura de la membrana auditiva del 90 a 1% en la población expuesta.
28	8.53	50 % de destrucción de casas
21-25	6.40 a 7.62	Daños a panel de acero y edificios.
18	5.48	Daños a cimientos de construcciones cercanas
15-18	4.57 a 5.48	Completa destrucción de casas que se encuentran cerca
13	3.96	Probable destrucción total de construcciones
8-10	2.4 a 3.04	La población cercana se afecta a un intervalo del 99 al 1 % con daños fatales.



GRAFICAS PARA LA FUGA DE PROPILENO DE LA BOMBA 162-I/JA. POR EL METODO DEL DARDO DE FUEGO.

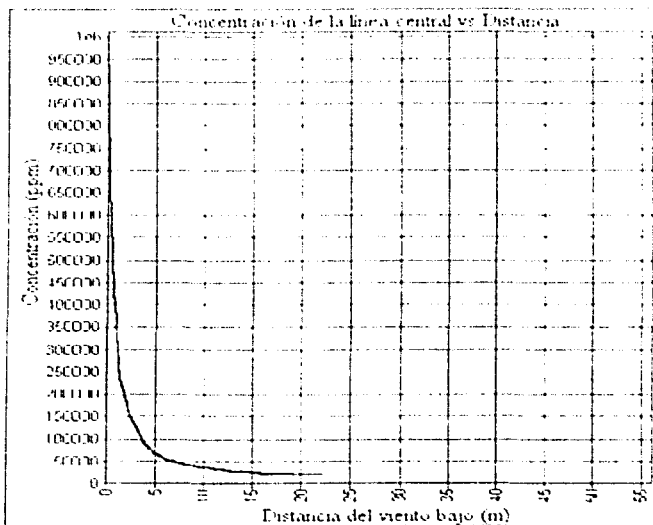


Esta gráfica nos muestra los radios de afectación a través de las distancias de viento a bajo (m) vs la distancia de la sección del viento(m) indicado así la afectación.

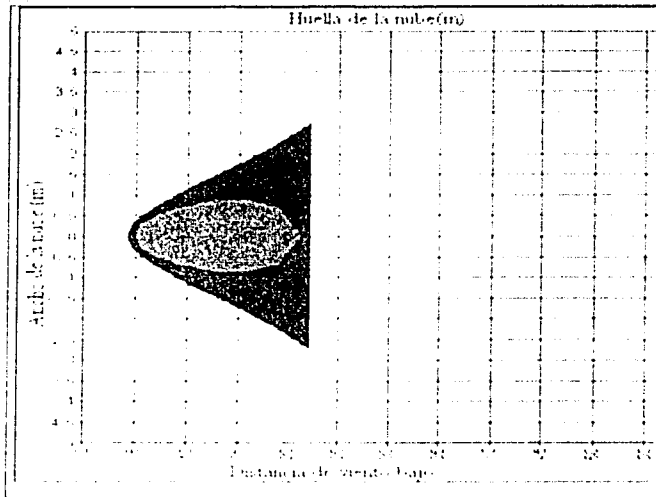
Se tiene lo siguiente:

- Elipse No 1 una radiación de $37.5(Kw\ m^{-2})$ para una distancia 37m
- Elipse No 2 una radiación de $12.5(Kw\ m^{-2})$ para una distancia 42m
- Elipse No 3 una radiación de $4.0(Kw\ m^{-2})$ para una distancia 49m.

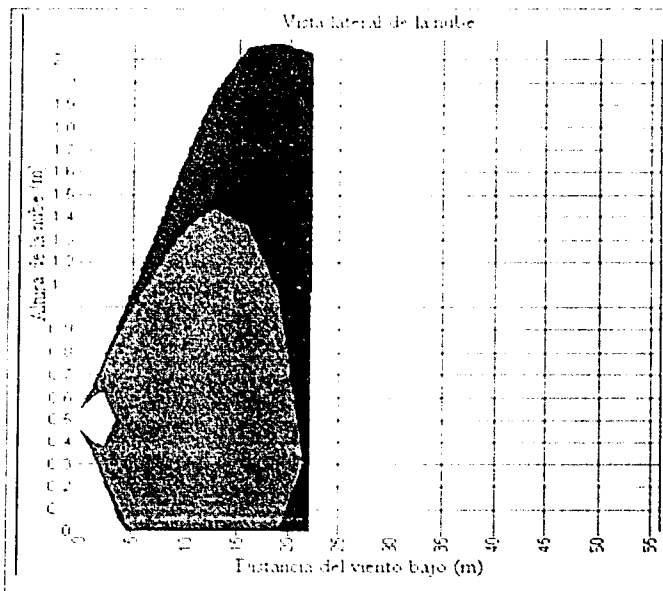
Concluyendo así que a menor distancia hay mayor nivel de radiación.



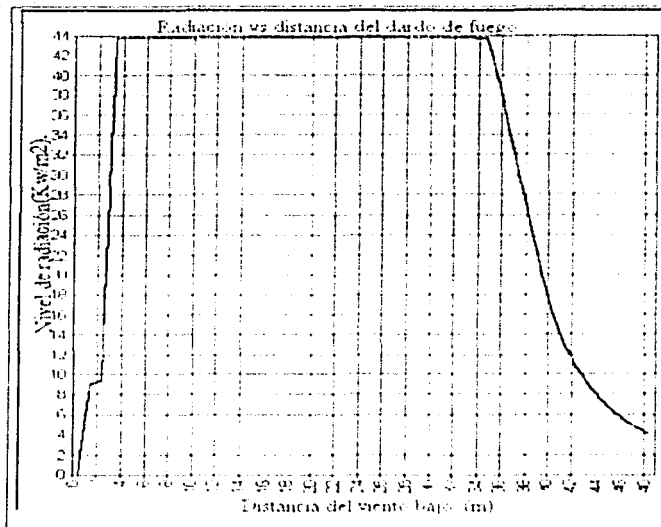
La grafica nos indica la concentración del propileno en (ppm) la cual puede entrar en ignición y arder debido a la corta distancia que se registra, ya que por arriba del L.S.I tiene un 11.1% vol y un punto de inflamacion de $108^{\circ}C$, con una inflamabilidad en un tiempo de 18.75s.



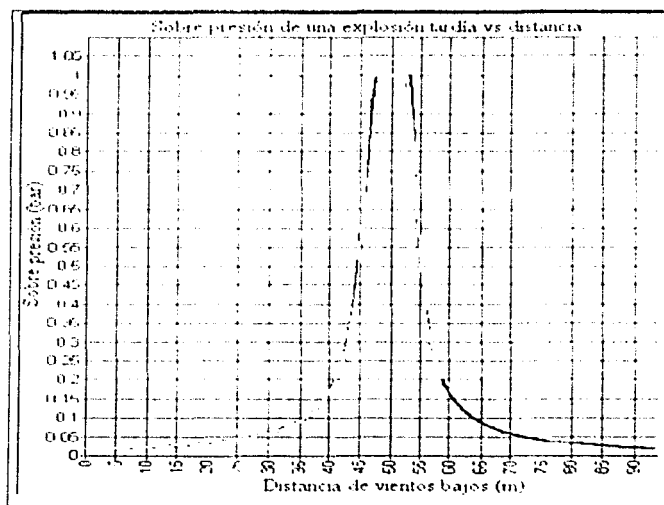
Existe la inflamabilidad a 18.75 segundos para la distancia de 0 metros de altura.
 Registra un tiempo de 2.229 s de explosión.
 Se aprecia el área de afectación de 20m² para una concentración de 1E4 ppm y 55m² de área de afectación con una concentración de 2E4 ppm.



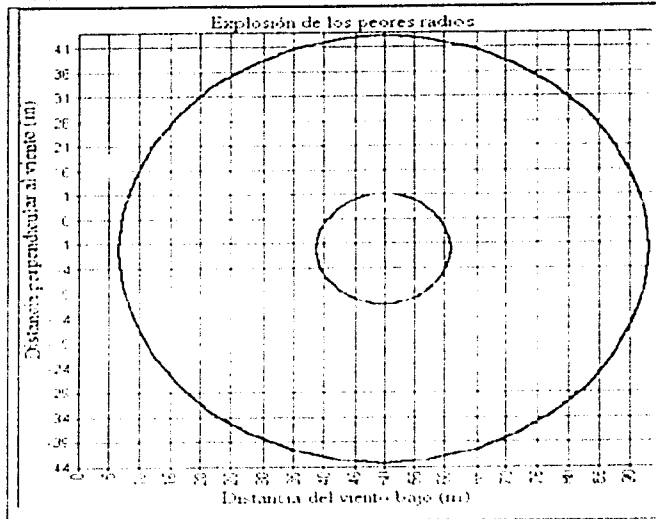
Se registra la inflamabilidad a un tiempo de 18.75s.
 Para la concentración de 1 1E5 ppm abarca 3.5m de distancia con una altura de 0.6 m.



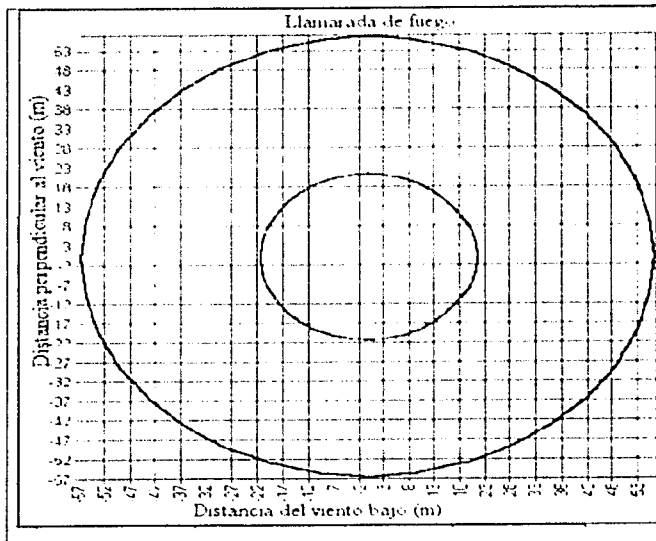
Se registra una emisión a una distancia de 2m para el nivel de radiación de 9 Kw/m^2 alcanzando cierta radiación de 44 Kw/m^2 a una distancia de 3.5m de viento a bajo manteniéndose constante asta una distancia de 35m y disminuyendo la radiación hasta 4 Kw/m^2 a una distancia de 40m.



Se aprecia que a 50 metros de distancia se forma la nube y es aquí donde se lleva a cabo la explosión. A la distancia de 42m hay una sobre presión de 0.2068 bar, aumentando bruscamente hasta llegar a la sobre presión de 1 bar y decayendo a 0.1379 bar con una distancia de 58m y sigue disminuyendo a 0.02068bar.



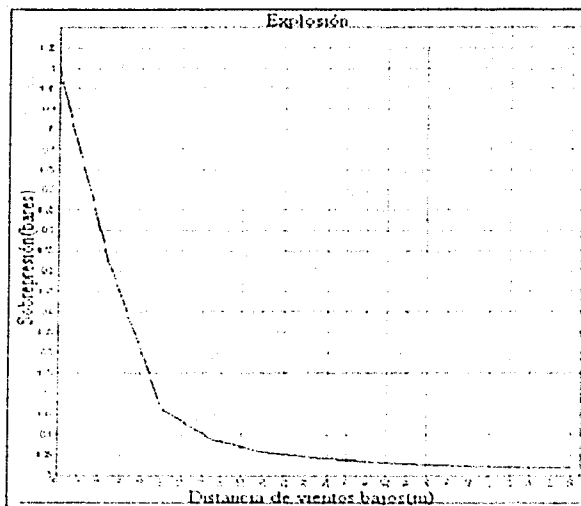
La circunferencia mas pequeña nos indica donde hay mayor afectación con una presión de 0.2068 bar para el siguiente radio abarca una presión de 0.1379 bar y para el último registra la presión de 0.02068 bares.



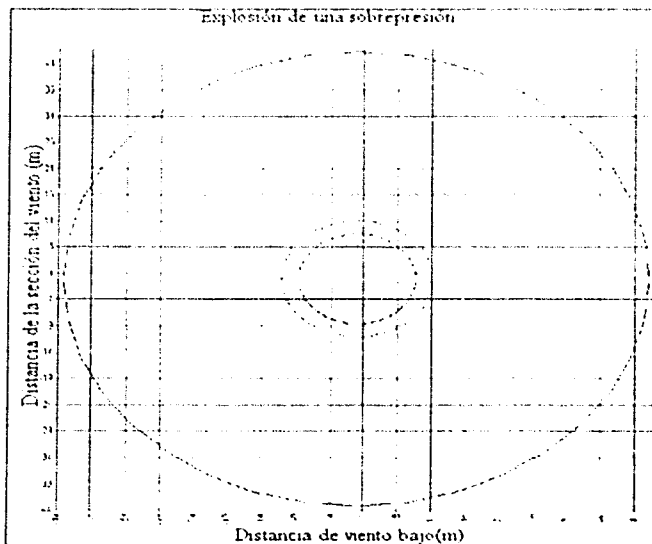
El radio mas pequeño registra una concentración de 214 ppm y para el radio mayor existe una concentración de 114 ppm.



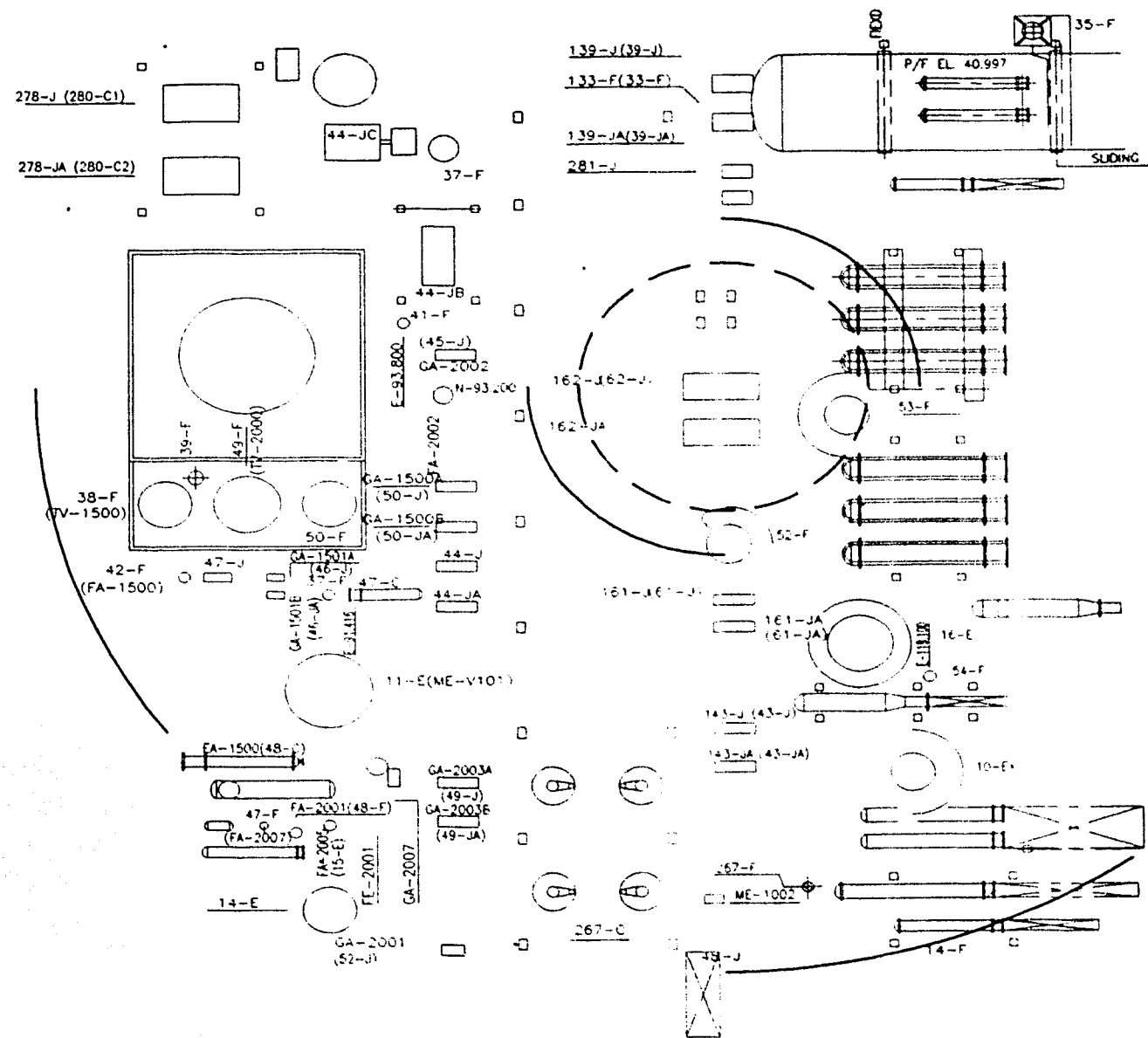
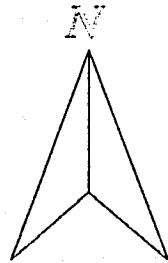
RESULTADOS DEL TNT.



La grafica nos indica que la parte mas cercana es la máxima sobre presión efectuándose la explosión y con forme se va alejando del siniestro es menor el impacto de la explosión.



Se contempla el esta grafica que el radio mas pequeño tiene una sobre presión de 0.21 bar para una distancia de 8.66m para el segundo radio una sobre presión de 0.14 bar a la distancia de 11.19m teniendo así para el registro del último radio de 0.2 bar a la distancia de 0.4322m para una masa de 1.50kg.



LINEA	PRESION BARES	DIAMETRO M
---	0.2068	17
- . - . - . -	0.1379	23
---	0.02068	80

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA QUÍMICA Y LAB. FÍS.

TESIS: ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE EXPLOSIÓN POR FUGA DE PROPIENO POR SELLADO DE LA BOMBA 162-JA A COMBUSTIÓN AL CONCEPTO DE FUGA DE BOMBA

FO-334-E2

ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS PHAST 6

ESCALA: NONE (FECHA): AGO 30 01



FACULTAD DE QUÍMICA.

*CAPÍTULO IV
CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES.*



4.1 CONCLUSIONES DEL HAZOP.

El alcance de actualizar los Diagramas de Tuberías e Instrumentación (DTI's) de la Planta FCC-I que se tuvo como base para realizar un análisis de peligros y operabilidad utilizando las técnicas HazOp, Árbol de Fallas y Análisis de Consecuencias, con estas técnicas nos dan una mayor perspectiva de los posibles accidentes que pueden ocurrir en la planta no solo en refinerías, si no en las demás industrias, esto no significa que se puedan suprimir totalmente pero sí prevenir los riesgos que están en función del peligro y así evitar accidentes.

Los circuitos analizados en este proyectos son siete, dentro de los cuales se encuentra seleccionado para el análisis de ésta tesis el circuito No. 6 que es el "Círculo de aire al convertidor 1-D y gas de combustión de recuperación de finos" En dicho análisis se identificaron 26 escenarios de los cuáles 5 generaron recomendaciones de tipo A, 19 tipo B y 2 escenarios con recomendaciones de tipo C. Para reducir y controlar el nivel de riesgo se sugiere cumplir con las recomendaciones que se muestran en la Tabla 4-1

Las recomendaciones de clase A tienen alta prioridad. Es decir que se necesita una acción inmediata para disminuir la probabilidad de ocurrencia del accidente o disminuir sus consecuencias y tiene una evaluación de número de riesgo de 8-10; las recomendaciones tipo B tienen una prioridad media. Esto significa que la administración debe evaluarse mediante un análisis de costo beneficio con un número de riesgo de 4-7. Se determina de baja prioridad a la clasificación tipo C, significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad pero el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente.



Tabla 4.1 Lista de recomendaciones obtenidas del HazOp.

Causa	Recomendación	Nivel.
<p>1. Silenciador dañado y/o mal seleccionado</p>	<p>1. Modificar o cambiar silenciador dañado (previo estudio de selección), debido a que el nivel de ruido medido es de hasta 106 db. Para cumplir con lo establecido en la norma NOM-011-STPS-1994.</p> <p>2. Asegurar que se cumpla con la rutina de verificación de interconexión neumática de la FV-116.</p> <p>3. Cumplir con el programa de rutina y mantenimiento preventivo en la válvula antisurge FV-116.</p>	<p>A</p>
<p>2. Derivación hacia FV-116 con alto nivel de ruido (mayor de 105 db).</p>	<p>1. Hacer un estudio para minimizar el nivel de ruido en la derivación de FV-116 de acuerdo a lo establecido con la norma NOM-011-STPS-1994 y hacer los cambios necesarios.</p>	<p>A</p>
<p>3. Si la excitación eléctrica, sincronización y enlace con la planta de fuerza no se lleva cabo antes de rebasar las temperaturas de disparo.</p>	<p>1. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo del PLC de control del turboexpansor.</p> <p>2. Mantener coordinación y comunicación con el personal operativo de la planta de fuerza para enlazar el turboexpansor con el generador de potencia.</p>	<p>A</p>



	<p>3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de lógicos de protección, válvulas y instrumentos.</p> <p>4. Trasladar el PLC de control del turboexpansor al SCD en bunker</p>	
4. Excitación no adecuada en el modulo de control del generador	1. Coordinarse con el personal de fuerza para elaborar el programa de mantenimiento preventivo del panel de control del generador de potencia.	A
5. Baja carga a la unidad.	<p>1. Operar siempre dentro de los límites de carga que requiere el turboexpansor.</p> <p>2. Continuar con el programa de revisión de lógicos.</p>	A
6. Falla FIC/ FV-116 en abierto.	<p>1. Continuar con el programa preventivo a válvula de control e instrumentos, tener repuesto a mano de los accesorios de FV-116 (posicionador, convertidor, booster, válvulas solenoides y válvulas de tres vías)</p> <p>2. Hacer un estudio para la selección e instalación de un sistema hidráulico, para el control de la FV-116 y reemplazar el sistema actual, ya que no es confiable.</p> <p>3. Realizar simulacros operacionales para este tipo de fallas.</p> <p>4. Seleccionar e instalar válvulas check después de FV's-109/110/111.</p> <p>5. Fabricar e instalar cuarto frío para protección de la</p>	B



	instrumentación del FIC-116	
7. Falla el controlador de presión de descarga, PIC-118 y la turbina disminuye súbitamente su velocidad	<ol style="list-style-type: none"> 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al PIC-118. 2. Capacitar al personal operativo en el SCD. 3. Solicitar al fabricante del SCD que limite los valores del Set-Point, para la operación del 101-J. 	B
8. Falla del sistema de control de velocidad SIC-300	1. Fabricar un cuarto frío para protección de los equipos de control de PIC-118 y SIC-300. (el tiempo de vida de la electrónica disminuye considerablemente por temperaturas altas y ambiente corrosivo).	B
9. Vacío insuficiente en el condensador de superficie del 101-J.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Dar un buen tratamiento al agua de enfriamiento para evitar la obstrucción de tubos en el condensador de superficie. 2. Mantener en operación las cinco bombas de agua de enfriamiento y asegurar una disponible. 3. Cumplir con el programa de mantenimiento de bombas y ventiladores de la torre de enfriamiento 1601-T. 4. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de las bombas 120-J-JA de condensado. 5. Mantener dentro de los límites de diseño el nivel de condensado en el pozo caliente del condensador. 	B



	<p>6. Instalar arreglos para efectuar retrolavados en el condensador de superficie del soplador 101-J.</p> <p>7. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo del condensador de superficie y eyectores de sistema de vacío.</p>	
10. Baja presión del vapor de alimentación a turbina.	<p>1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.</p> <p>2. Mantener la comunicación con el sector de fuerza.</p>	B
11. Error humano se pide menor señal en el HHC-101 y la turbina disminuye su velocidad.	<p>1. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento.</p> <p>2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a lógicos de protección.</p> <p>3. Fomentar el uso del simulador</p>	B
12. Disparo de soplador 101-J	<p>1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a soplador 101-J.</p> <p>2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al sistema de control del compresor 102-J.</p> <p>3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al sistema de lubricación.</p>	B
13. Falla y cierra HV-106.	<p>1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.</p> <p>2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control.</p> <p>3. Continuar con el programa de mantenimiento a lógicos de protección.</p>	B



14. Falla y cierra FV-109, 110 y 111	1. Instalar check en líneas después de las válvulas FV-109/110/111	B
15. Obstrucción en el plato 1 de la cámara de orificios.	1. Cumplir al 100% el programa de reparación institucional. 2. Determinar diseño óptimo de la canasta colectora de la cámara de orificio.	B
16. Taponamiento en la salida del ciclón 211-L.	1. Cumplir al 100% el programa de reparación institucional. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
17. Descontrol en las válvulas deslizantes	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a las válvulas deslizantes	B
18. Alimentación de gases de combustión a más de 750 C.	1. Mantener la operación del convertidor dentro de los parámetros de diseño. 2. Continuar con el programa de revisión de los lógicos de protección.	B
19. Abre PV-602 operando el 271-JM.	1. Capacitar al personal de operación. 2. Realizar simulacros para fallas del 271-JM. 3. Revisar lógicos.	B
20. Cierra PV-601 (falla de P.L.C o falla mecánica).	1. Programa de mantenimiento preventivo	B
21. Abre ZV-102A/B operando 271-JM y teniendo el control PV-601/602.	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas deslizantes. 2. Lógico 1004.	B
22. Cierra MOV-605.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
23. Alto nivel de catalizador en ciclón 211-L.	1. Continuar con el monitoreo del consumo de catalizador. 2. Continuar con el	B



	programa preventivo de instrumentos	
24. Falla del ciclón primario, secundario o tercer paso.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Cumplir al 100% con el programa de reparación institucional. 2. mantener la temperatura de operación del convertidor dentro de los límites establecidos por el diseño. 	B
25. Obstrucción parcial del filtro en la succión del soplador 101-J.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a los filtros de succión. 2. Durante cada paro institucional revisar el estado de los filtros de succión. 3. Ídem a 4 y 5 de la causa 1 4. Contar con filtros de repuesto del 101-J. 	C
26. Falla y cierra la FV-107 o FV-108.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control. 	C



4.2 Lista de Buenas Prácticas.

En el HazOp también aparecen recomendaciones de actividades que ya han sido implementadas y se están llevando a cabo, entre éstas podemos mencionar las siguiente:

1. Continuar con el programa de rutina y mantenimiento preventivo en la válvula antisurge FV-116.
2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a las válvulas deslizantes.
3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de las bombas 120-I-JA de condensado.
4. Continuar con el programa preventivo a válvula de control e instrumentos, tener repuesto a mano de los accesorios de FV-116 (posicionador, convertidor, booster, válvulas solenoides y válvulas de tres vías)
5. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al PIC-118.
6. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al compresor 102-J y a su sistema de control.
7. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de lógicos de protección, válvulas y instrumentos.
8. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento realizando una evaluación periódica.
9. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo de bombas.
10. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a soplador 101-J.



4.3 CONCLUSIONES DEL ÁRBOL DE FALLAS.

Para el análisis de árbol de fallas, el evento culminante considerado es el paro del "turbo expansor 221-JM"; el evento puede ser originado por falla de lubricación causado por una baja presión cuando fallan las bombas o por el cierre de la PCV-630 (válvula controladora de presión); puede haber una falsa señal de LSI/LAI-602 y esto provoque un bajo nivel de aceite en el tanque; también se puede generar el paro por alta vibración ya sea por variación de flujo o por falla en el sistema de lubricación; cuando hay una sobre-presión es por error operacional o falla de mantenimiento de la PCV-601 (válvula controladora de presión).

Tabla 4.2 Resultado del Árbol de Fallas.

Evento.	Paro del Turbo expansor.
Probabilidad por conjuntos mínimos..	2.28 E-1
Frecuencia del evento tope	2.59E-1

A continuación se presenta una serie de recomendaciones generadas a partir del Árbol de Fallas.

1. Elaborar una lista de verificación (checklist) para el personal de operación cumpla con todos los requerimientos para la operación del turboexpansor 221-JM.
2. Cumplir al 100% con el programa de calibración y prueba a válvulas MOV-605, PCV-630, PV-602, ZV-102*/B, PV-601 y XV-604.
3. Verificar que se cumpla el programa de mantenimiento al sistema de lubricación



4.4 CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

Para el análisis de consecuencias se considera una fuga de gas por sello mecánico de la bomba 162 J/JA. Incendio y explosión de una nube de propileno no confinada.

El diámetro de la nube es de 27.079 ft (8.253 m); en un tiempo de 5 minutos (tiempo de respuesta del operador y considerando el 1% de fuga del flujo total) es de 4 lb y hay una destrucción total a una distancia de 5.8m.

El área de afectación se puede apreciar en el Diagrama EQ-334-E2, donde se señala que con una presión 1.0 psi el área de afectación es de 38.023 m, afectando así a colectores que son dañados por el colapso del techo en cuarto de control; la INE define a esta zona como zona de alto riesgo; también se señala la destrucción de columnas fraccionadoras y daños en las partes internas del reactor aquí alcanza un diámetro de 11.647 m con una presión de 7.0 psi; con una presión de 10.0 psi y un diámetro de 9.706 m hay destrucción en los transformadores eléctricos, ventiladores, reguladores de gas, hasta puede haber movimientos de cimientos en las columnas de extracción, de turbina de vapor y motores eléctricos con un diámetro de 5.824 m en una presión de 30 psi.

Es recomendable que se elabore un plan de emergencia, rutas de evacuación, y realizar simulacros en los que participe todo el personal que labora en la Planta FCC-I, instalar un sistema de detección de explosividad con alarma visual y sonora, instalar sellos mecánicos dobles en bombas que manejen sustancias inflamables.

Difundir los efectos y las causas de un incendios y explosión de una nube de propileno no confinada debida a una fuga por los sellos mecánicos en dicha bomba.



FACULTAD DE QUÍMICA.

ANEXO I.



PROPIEDADES DEL PROPILENO.

Etiqueta y clasificación DOT:

Gas Inflamable(extremadamente)

UN 1075

UN 1077

CAS [115-07-1] Chemical Abstracts No.

R 1270

NIOSH No.: US 6740000

HAZCHEM CODE: 2WE

HR:3

PM0500

Fórmula: C₃H₆

Peso molecular: 42.09

Estructura: CH₃-CH=CH₂

Sinónimos: 1-propeno, propileno; 1-propileno, propeno (dot), metil-etileno, metileno, metil-eteno, NCI-C50077

✓ Propiedades Físicas.

Gas incoloro

Gas Inflamable, volátil

Gravedad específica: 0.51 (líquido a 20°C)

Densidad relativa del líquido a 0°C: 0.581

Densidad relativa del gas 1.49 1.46 (aire=1)

1 litro de gas pesa 1.717 gramos (a 25 °C y 1 atm (760 torr));

Punto de ebullición, -47.7 °C

Punto de fusión: -185 °C -185.2°C

Índice de refracción: 1.3567 (-40°C)

Licúa a -48°C (a esta temperatura el gas, pasa al estado líquido).



Solidifica a -185°C (a esta temperatura el líquido, pasa al estado sólido).

Presión de Vapor a 19.8°C : 10 atm (7600 torr)

lél: 2.4%

uel:10.1%

Insoluble en agua, ligeramente soluble en agua.

Es soluble en alcohol, etanol, éter, acetona y benceno.

✓ Usos y riesgos de exposición.

El propileno es obtenido de la refinación de la gasolina y del cracking catalítico o térmico de hidrocarburos (gas natural nafta o aceite de gas). Es un subproducto de la fabricación del etileno. También se le puede obtener por deshidrogenación catalítica del propano.

Se emplea el material crudo (sin refinar, puro) para la manufactura del polipropileno (plásticos) y en la manufactura de acetona, isopropanol, iso-propil-benceno, cumeno y oxido de propileno

Se emplea para fabricar polímeros, fibras y solventes; en la producción de productos plásticos y resinas

La mayoría del propileno se emplea en la manufactura de polipropileno, acrilonitrilo, alcohol isopropílico y oxido de propileno.

También se usa en la producción de gasolina, goma sintética, 2-etilhexanol, acetona, glicol de propileno y glicerol.

Ha sido usado como un propulsor y en odontología se ha empleado como anestésico temporal.



✓ **Reactividad.**

Violentas explosiones pueden ocurrir por la mezcla de propileno con fluoruro o dióxido de nitrógeno.

Las reacciones con ozono o peróxido de hidrogeno en presencia de H_2SO_4 Dan productos inestables que pueden explotar.

La luz puede funcionar como iniciador en la polimerización explosiva del propileno, nitrato de litio y dióxido de sulfuro, los cuales han sido reportados en un recipiente de vidrio a presión a $20^\circ C$.

Reacciona violentamente con óxidos de nitrógeno y explosivamente al contacto con trifluorometil hypofluorite.

Se han reportado explosiones cuando el propileno líquido esta en contacto con agua a $-41.85^\circ C$ ($-25.15^\circ C$)

El polimero explota inicialmente por Nitrato de Litio en adición de dióxido de sulfuro(sulfur). Reacciona con óxidos o nitrógeno para formar un producto explosivo.

Peligro: puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidantes

En caso de combatir fuego, cerrar el flujo de gas.

✓ **Peligros potenciales**

a) **Inflamabilidad.**

Flash point (*punto de inflamación*) $-107.7^\circ C$ $-108^\circ C$

Temperatura de ignición: $497^\circ C$



✓ Límites de inflamabilidad.

Límite de inflamabilidad inferior: 2.0% volumen

Límite de inflamabilidad superior: 11.1% volumen

Densidad del vapor: 1.5

Forma mezclas explosivas con el aire.

Puede viajar una distancia considerable de la fuente de ignición y regresar la flama.

✓ Peligros a la salud.

El propileno es asfijante y a altas concentraciones es anestésico.

No causa efecto irritante de altas concentraciones en su forma gaseosa. Cuando se comprime en forma de líquido puede causar quemaduras en los tejidos de la piel por su efecto congelante debido a la rápida evaporación.

Es cuestionable su efecto cancerígeno

La exposición a altas concentraciones puede causar narcosis o pérdida del conocimiento.

Causa actividad irregular en el corazón.

b) Toxicidad: poca. Síntomas: narcosis (parálisis); actividades irregulares del corazón

El contacto con el gas licuado puede causar quemaduras.

Los efectos fisiológicos ocurren únicamente a muy altas concentraciones. Las concentraciones explosivas pueden ser detenidas antes de que ocurran los primeros efectos fisiológicos. de esta manera el propileno puede ser manipulado de acuerdo a las precauciones estrictas de seguridad.



✓ **Inhalación del Vapor.**

Los efectos que se han reportado en seres humanos incluyen leve intoxicación, y falta de concentración después de ser expuestos a 6.4 % de propileno en un rango de 2 a 25 minutos; esos síntomas se ven aumentados marcadamente después de exponerse 1 minuto con concentraciones del 12.8%; ocurre inconsciencia a los 3 minutos de exposición con 24 a 33%. Vómito y vértigo al 35 y 40%. Enrojecimiento de ojos, ruborizado de la cara, lagrimeo, tos, flexibilidad en las piernas no hay respiración o cambios de pulsos después de estar expuestos pocos minutos a 40, 50 y 75%

El cinco por ciento se anestesió en dos minutos y su recuperación fue completa. Puede ser un agente que cause sensación de debilidad en el corazón. La exposición crónica causa ligera malformación en el tejido adiposo en ratones. Se han reportado heridas poco severas en el riñón e inflamación nasal en ratas

✓ **Contacto con los ojos.**

El gas de propileno puede causar irritación en los ojos y el líquido puede causar quemaduras en los mismos.

✓ **Contacto con la piel.**

El gas no causa irritación a la piel, pero el contacto directo con el líquido puede causar quemaduras.

En caso de ingestión.

No aplica.



✓ **Efectos Cancerígenos.**

No hay evidencia real en ratas y ratones expuestos dentro de las 2000 y 5000 ppm de propileno por 7 horas al día, 5 días en una semana durante 18 meses en ratones y 24 meses en ratas.

No produjo tumores cerebrales en ratas expuestas de 200 a 5000 ppm de propileno por 7 horas al día, 5 días a la semana en 104 semanas. Entonces no hay evidencia de que sea cancerígeno en ratas o ratones expuestas a dosis arriba de las 10,000 ppm de propileno, pero se han notado signos de toxicidad en la cavidad nasal de las ratas. Si se metaboliza a óxido de propileno puede derivar en algún riesgo cancerígeno.

✓ **Efectos Mutagénicos**

No se ha encontrado evidencia.

Peligros Reproductivos.

✓ **Peligros por fuego y explosión**

Causa quemaduras

Temperatura de autoignición: 460°C 455°C

es más pesado que el aire; el gas puede viajar a distancias considerables de la fuente de ignición y retroceder la flama.

Medidas para extinguir el fuego

Cerrar o cortar el flujo de gas, usar un sistema de espray con agua para mantener fríos los contenedores expuestos al fuego.

El propileno forma mezclas explosivas con aire en el rango 2.4-10.3 (10.1%)% en volumen.

Puede ser explosivo en su forma de vapor cuando es expuesto al calor o una flama

Se corre un gran riesgo de fuego peligroso cuando se expone el propileno al calor, una flama o sustancias oxidantes



Bajo condiciones inusuales, por ejemplo, 955 atm de presión y 327°C, se ha conocido que puede estallar.

El propileno es altamente inflamable al ser expuesto al calor, flama o agentes oxidantes. Puede haber una explosión debido a la fuga de líquido o vapor, formando una nube de vapor (que puede ser fácilmente explotable).

Otra rápida compresión del propileno a 942.5 atm y 327°C resulta en una descomposición explosiva a 4.822.1 atm.

✓ Reactividad.

Violentas explosiones pueden ocurrir por la mezcla de propileno con fluoruro o dióxido de nitrógeno.

Las reacciones con ozono o peróxido de hidrógeno en presencia de H₂SO₄ dan productos inestables que pueden explotar.

La luz puede funcionar como iniciador en la polimerización explosiva del propileno, nitrato de litio y dióxido de sulfuro, los cuales han sido reportados en un recipiente de vidrio a presión a 20°C.

Reacciona violentamente con óxidos de nitrógeno y explosivamente al contacto con trifluorometil hipofluorite.

Se han reportado explosiones cuando el propileno líquido está en contacto con agua a 41.85°C (-25.15°C).

El polímero explota inicialmente por Nitrato de Litio en adición de dióxido de sulfuro (sulfur). Reacciona con óxidos o nitrógeno para formar un producto explosivo.

Peligro: puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidantes.

En caso de combatir fuego, cerrar el flujo de gas.



✓ **Medidas y tratamiento de emergencias.**

a) Precauciones higiénicas

Adecuada ventilación. Usar línea de aire para respirar.

b) Primeros Auxilios.

Se debe administrar oxígeno o respiración artificial

c) Precauciones en caso de comenzar el fuego.

Tratar de detener el flujo de gas.

Usar agua para mantener fríos los contenedores expuestos al fuego y proteger a los bomberos.

d) Precaución especial

Durante su manejo y almacenamiento, puede encenderse por calor, chispa o flama . Al entrar en contacto con el aire forma mezcla explosiva. Los valores del gas inicialente son más pesados que el aire y por lo tanto, pueden viajar hacia alguna fuente de ignición y retroceder con flamas. Los contenedores pueden explotar si se calientan demasiado. Los cilindros rotos pueden proyectarse.

✓ **Fuga de Gas.**

Con ventilación forzada, mantener las concentraciones del gas abajo del límite en el que pueda formar mezclas explosivas. Se recomienda mover el tanque o cilindro hacia un área abierta. Leave Permitir fugar hacia la atmósfera.



✓ **Manejo y almacenamiento.**

Se recomienda mantener los contenedores en un almacén bien ventilado, frío y resistente al fuego; lejos de las fuentes de ignición.

No se debe fumar en los alrededores.

Considerar todas las precauciones necesarias para evitar las descargas estáticas

Se debe proteger además de daños físicos

Es preferible almacenar separado o al aire libre

Se recomienda usar guantes de caucho, máscara de protección, batas y para todo uso máscara antigás.

✓ **Análisis.**

El análisis puede ser ejecutado por GC (cromatografía de gases) a baja temperatura usando un TCD.

✓ **Disposición y Tratamiento de Residuos.**

Es apropiada una tubería dentro de un horno o dentro de un pozo y quemar con cuidado.

✓ **Condiciones que pueden generar un riesgo general.**

El calentamiento excesivo de un recipiente con gas en fase líquida da lugar a la formación de una BLEVE.

Las presiones y temperaturas elevadas pueden generar una polimerización y por lo tanto una explosión.



FACULTAD DE QUÍMICA.

ANEXO II.



NOMENCLATURA.

- ✓ AICHE: American Institute Chemical Engineer (Instituto Americano de Ingenieros Químicos).
- ✓ API: American Petroleum Institute (Instituto Americano del Petróleo).
- ✓ ASME: American Standard Mechanical Engineering (Ingeniería Mecánica Americana Normalizada).
- ✓ ASTM: American Standard Test Methods (Método Americano de Prueba Normalizada).
- ✓ BLEVE: Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion (Explosión de vapor por la expansión de un líquido en ebullición).
- ✓ CCF Craqueo Catalítico Fluidizado.
- ✓ DFP: Diagrama de Flujo de Proceso.
- ✓ DTI Diagrama de Tubería e Instrumentación.
- ✓ ETA: Event Tree Analysis (Análisis de Árbol de Sucesos).
- ✓ F: Frecuencia.
- ✓ FCC: Craqueo Catalítico Fluidizado.
- ✓ FMEA: Fault Mode Effects Analysis (Análisis de Modalidades de Fallos y sus Efectos).
- ✓ FTA: Foul Tree Analisis (Análisis de Árbol de Fallas).
- ✓ HazOp: Hazard and Operability (Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp).
- ✓ L.I.I.: Límite Inferior de Inflamabilidad.
- ✓ L.I.E.: Límite Inferior de Explosión.
- ✓ L.S.E.: Límite Superior de Explosividad.
- ✓ LPG: Liquefied Petroleum Gas.
- ✓ NFPA: National Fire Protection Association (Asociación Nacional de Protección Contra el Fuego).
- ✓ PHAST: Process Hazard Analysis Software Tool (Software para Análisis de Riesgo de Procesos)
- ✓ *t_a*: Temperatura de Autoignición.



- ✓ TEMA: Tubular Exchanger Manufacture Association (Asociación de Fabricantes para Inter. Cambiadores Tubulares).
- ✓ TNT: Tri-Nitro Tolueno.
- ✓ UEP: Unidad de Evaluación y Programación.
- ✓ UVCE: Unconfined Vapor Cloud Explosion (Explosión de Vapor de una Nube no confinada).

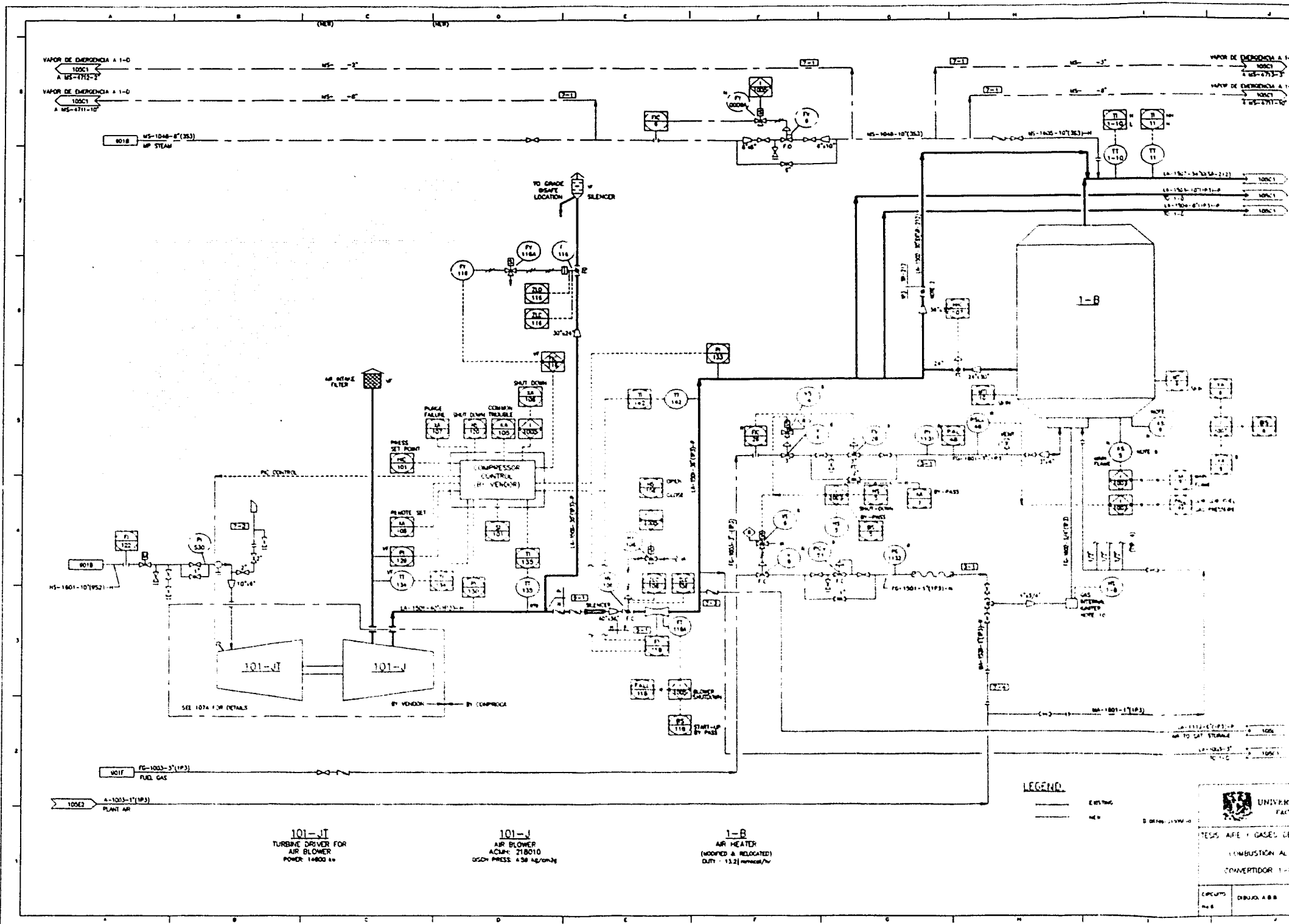
- ✓ VEHL: Velocidad Espacial Horaria del Líquido en Volumen de Alimentación (Volumen de Catalizado).
- ✓ VEHM: Velocidad Espacial Horaria Masica en Libras de Alimentación (1 libra de Catalizado)(1h).
- ✓ Tf: (Flash point) punto de destello.
- ✓ INE: Instituto Nacional de Ecología.



FACULTAD DE QUÍMICA.

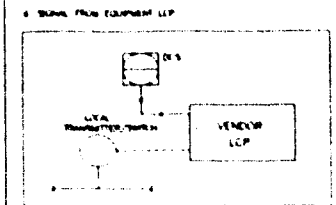
ANEXO III.

*DIAGRAMAS DE TUBERÍA E
INSTRUMENTACIÓN.*



PROLOGO	IMPACTO	ACTION
1-1000	FILL-110 HS-120 HS-LOCK (PAD NO 1007)	STOPS HS-110 FV-8 OPEN HS-LOCK-1000 SHUTS DOWN AIR BLOWER TO 1-B (HS-100)
1-1007	HS-1	F-4 SHUT-OFF
1-1008	HS-1 (HS-1)	F-4 SHUT-OFF
HS-1	HS-1	F-4 SHUT-OFF

(1) AFTER INSTALLING AIRFLOW EFFECTS SYSTEM (EQUIPPED WITH AEROSOL) IN THE OVERHEAD FOR FCC-1 IS TO BE MADE AS BY-PASS.



FOR THE 101-J TURBINE DRIVER AND 101-J AIR BLOWER, SEE THE INSTRUMENT AND PIPING DIAGRAMS FOR THE AIR BLOWER AND HEATER.

12 GAS SAFETY IS INSTALLED AT BLOWER INTERNAL VENDOR LCP.

13 HEATER FOR THE 101-J AIR BLOWER AND HEATER IS TO BE MADE AS BY-PASS (UPPER TO 101-J 101-J).

14 RELATED TO THE AIR BLOWER AND HEATER IS TO BE MADE AS BY-PASS (UPPER TO 101-J 101-J).

15 BLOWER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

16 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

17 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

18 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

19 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

20 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

21 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

22 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

23 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

24 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

25 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

26 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

27 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

28 HEATER ON TRUCK OPERABLE BLIND FROM LCP.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA COM E LAB 212

TESTS AFE + GASES DE COMBUSTION AL CONVERTIDOR 1-C

FCC NO 1 REVAMP PROJECT
PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM
AIR BLOWER & AIR HEATER

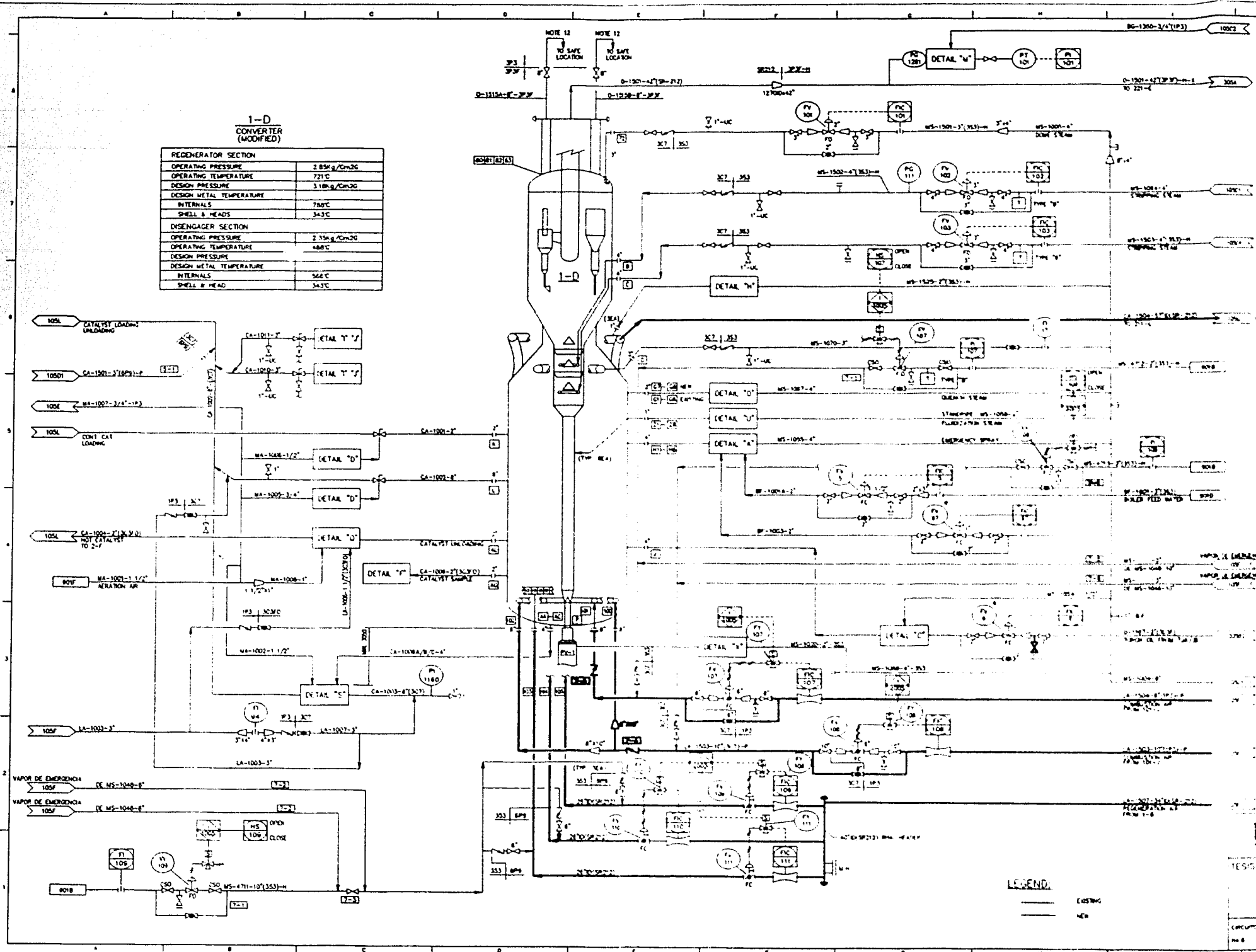
10-12-11-1057

PLANTA FCC-1

INGENIERIA: NORIE
PROYECTO: AGO 30 61

**1-D
CONVERTER
(MODIFIED)**

REGENERATOR SECTION	
OPERATING PRESSURE	2.85kg/cm ² G
OPERATING TEMPERATURE	721°C
DESIGN PRESSURE	3.18kg/cm ² G
DESIGN METAL TEMPERATURE	780°C
INTERIALS	780°C
SHELL & HEADS	543°C
DISENGLANGER SECTION	
OPERATING PRESSURE	2.35kg/cm ² G
OPERATING TEMPERATURE	488°C
DESIGN PRESSURE	2.35kg/cm ² G
DESIGN METAL TEMPERATURE	562°C
INTERIALS	562°C
SHELL & HEAD	543°C



- NOTES**
- FOR LEGEND, SYMBOLS, GENERAL NOTES AND ENGINEERING DESIGN NOTES SEE DWG. 050898-10-12-1-004A/B/C
 - FOR DETAILS SEE DWG. 050898-10-12-1-1001/E2
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - DELETED
 - VALUE TO BE BLIND AFTER START-UP
 - SEE INTERLOCK LIST ON THIS DWG. IS SHOWN AS BELOW

SYMBOL	REVISION	ALTER
1-100	REV. 118 05-120 05-120 05-120 05-120	REV. 101 P-1001 P-1002 P-1003 P-1004

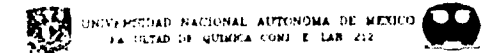
ON OPERATOR PANEL
PRESS TO OPEN & SHUTTER

CHANGE LIST

- 1-100: CHANGED FROM 1000 TO 1001 FOR CATALYST LINE
- 1-100: CHANGED FROM 1000 TO 1001 FOR AIR LINE
- 1-100: CHANGED FROM 1000 TO 1001 FOR VAPOR LINE

LISTA DE CAMBIOS

- 1-100: SE CAMBIO EL VALVULA DE 1000 A 1001 EN LA LINEA DE CATALISTAS
- 1-100: SE CAMBIO EL VALVULA DE 1000 A 1001 EN LA LINEA DE AEROS
- 1-100: SE CAMBIO EL VALVULA DE 1000 A 1001 EN LA LINEA DE VAPOR



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
CARRERAS DE QUÍMICA COM. E. LAB. 212

TESIS: AIRE - VAPOR DE COMBUSTIÓN AL CONVERTIDOR 1-D

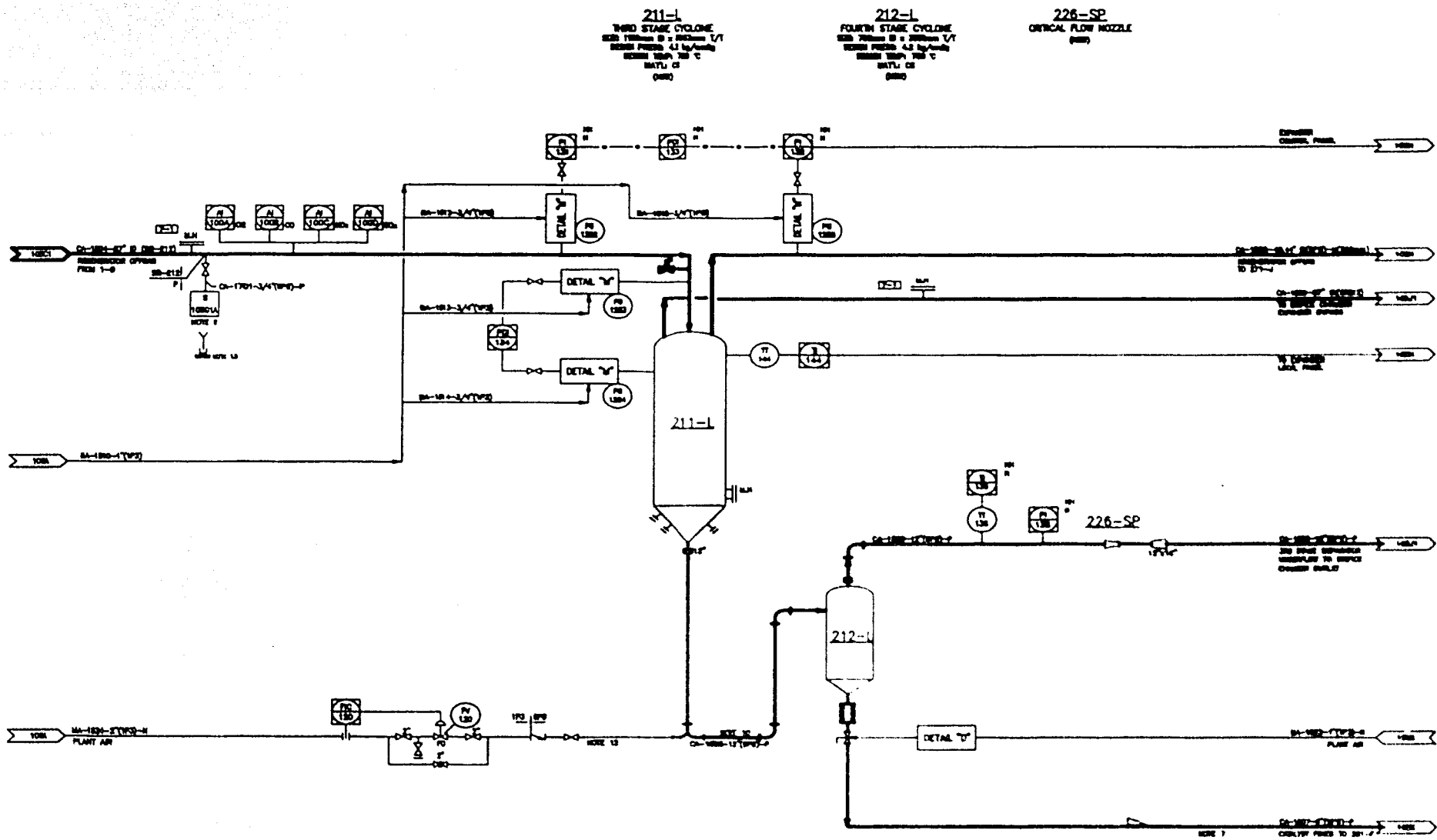
PLANTA FCC-1

AGO. 30 '01

LEGEND

EXISTING

NEW



211-L
THIRD STAGE CYCLONE
SEE FIGURE 10 - SECTION V/T
INSTRUMENTED PRESSURE 4.3 kg/cm²
DESIGN TEMP. 700 °C
MAY 10
(080)

212-L
FOURTH STAGE CYCLONE
SEE FIGURE 10 - SECTION V/T
INSTRUMENTED PRESSURE 4.3 kg/cm²
DESIGN TEMP. 700 °C
MAY 10
(080)

226-SP
CONICAL FLOW NOZZLE
(080)

- NOTES**
- FOR LAYOUT, SYMBOLS, GENERAL NOTES AND DIMENSIONS REFER TO THE SPECIFICATIONS.
 - FOR DETAILS SEE THE SPECIFICATIONS-10-12-1-105G/101.
 - WELDED.
 - WELDED.
 - WELDED.
 - SEE SPEC DRAWING AT POINT OF INTERSECTION WITH OTHER PIPING FOR DIMENSIONS AND CONNECTIONS TO BE MADE FOR BRANCHES.
 - SLOPE LINE TO PREVENT CONDENSATE PLUMBING.
 - WELDED.
 - FOR DISPLAY CONNECTIONS, SEE SPEC DRAWING-10-12-1-105G.
 - LOW TEMP. CLASS.
 - WIRE CONNECTIONS ARE INSTALLED EACH FLANGE AND MIN PIPE DIA.
 - LOW POINT.
 - THE DRAWING IS TO BE REVISED FOR CHANGES MADE IN OTHER SPEC DRAWINGS.

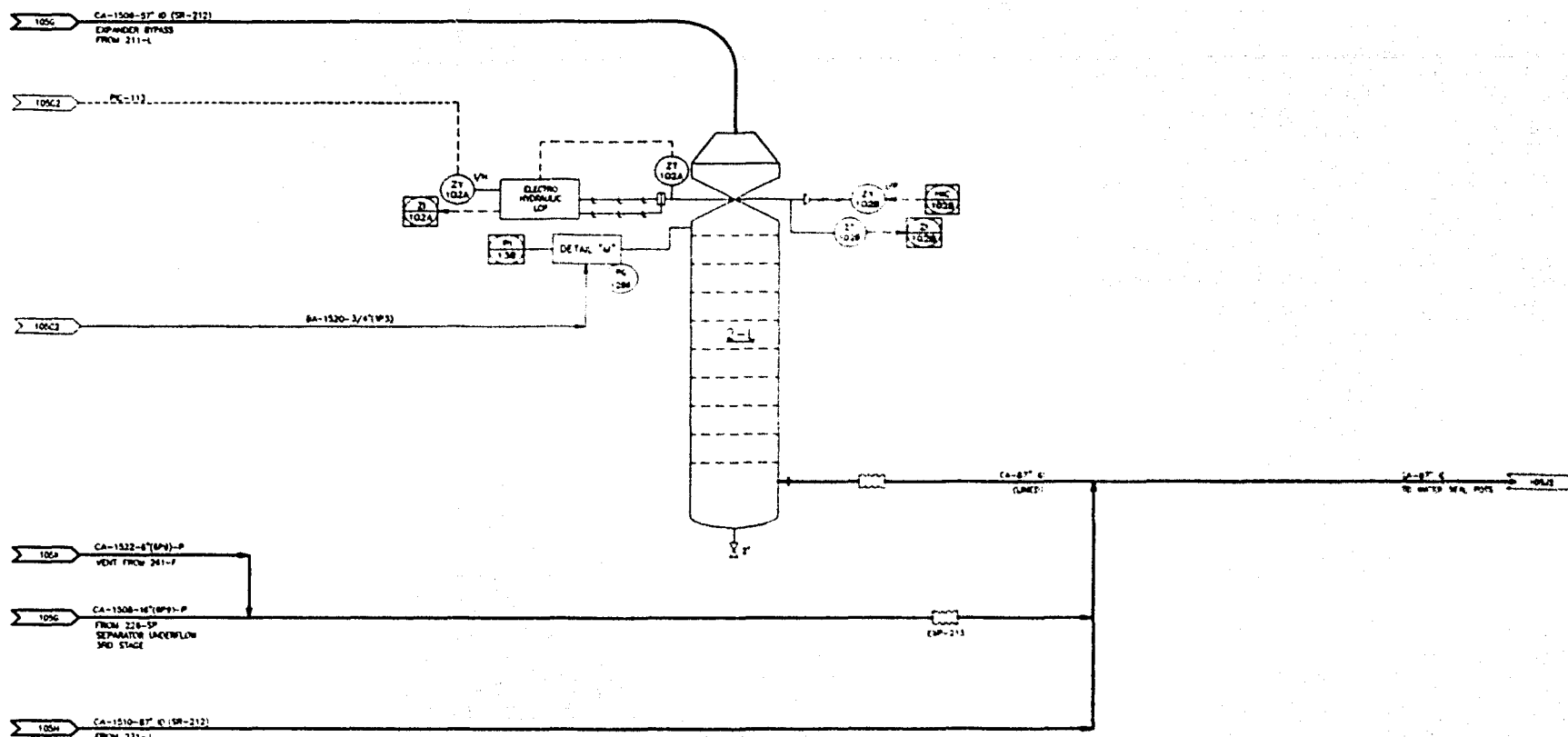
LISTA DE CAMBIOS REV. 7

(X) SE MODIFICAN EN EL DISEÑO ORIGINAL DEBIDO A CAMBIOS EN LA ESPECIFICACION DE LA UNIDAD DEL EQUIPO.

NO.	DESCRIPCION DEL CAMBIO	FECHA	ELABORADO POR	REVISADO POR
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA COME Y LAB. QLS		TITULO: FCC No.1 REVAMP PROJECT PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM THIRD AND FOURTH STAGE SEPARATION	
TESIS: AIRE Y GASES DE COMBUSTION 2: CONVERTIDOR 1-0	PROYECTO: 10-12-1-105G	PLANTA: FCC-1	
CIRCUITO: 184	REVISADO POR: NONE	FECHA: AGO.30.'01	PROYECTO: 10-12-1-105G

2-1
FLUE GAS
ORIFICE CHAMBER
(NOOPED)



- NOTES
1. FOR LEGEND, SYMBOLS, GENERAL NOTES AND ENGINEERING DESIGN NOTES SEE DWG. 020098-10-12-0044/R/C
 2. FOR DETAILS SEE DWG. 020098-10-12-10561/12
 3. DELIVER

LISTA DE CAMBIOS REV. 7

1. CAMBIOS DE CAMBIO PARA ANALISIS DE RIESGO

NO.	FECHA	DESCRIPCION	ELABORADO	REVISADO
001	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
002	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
003	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
004	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
005	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
006	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
007	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
008	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
009	10-12-01	REVISION DE CAMBIO
010	10-12-01	REVISION DE CAMBIO

LEGEND

— EXISTING

— NEW

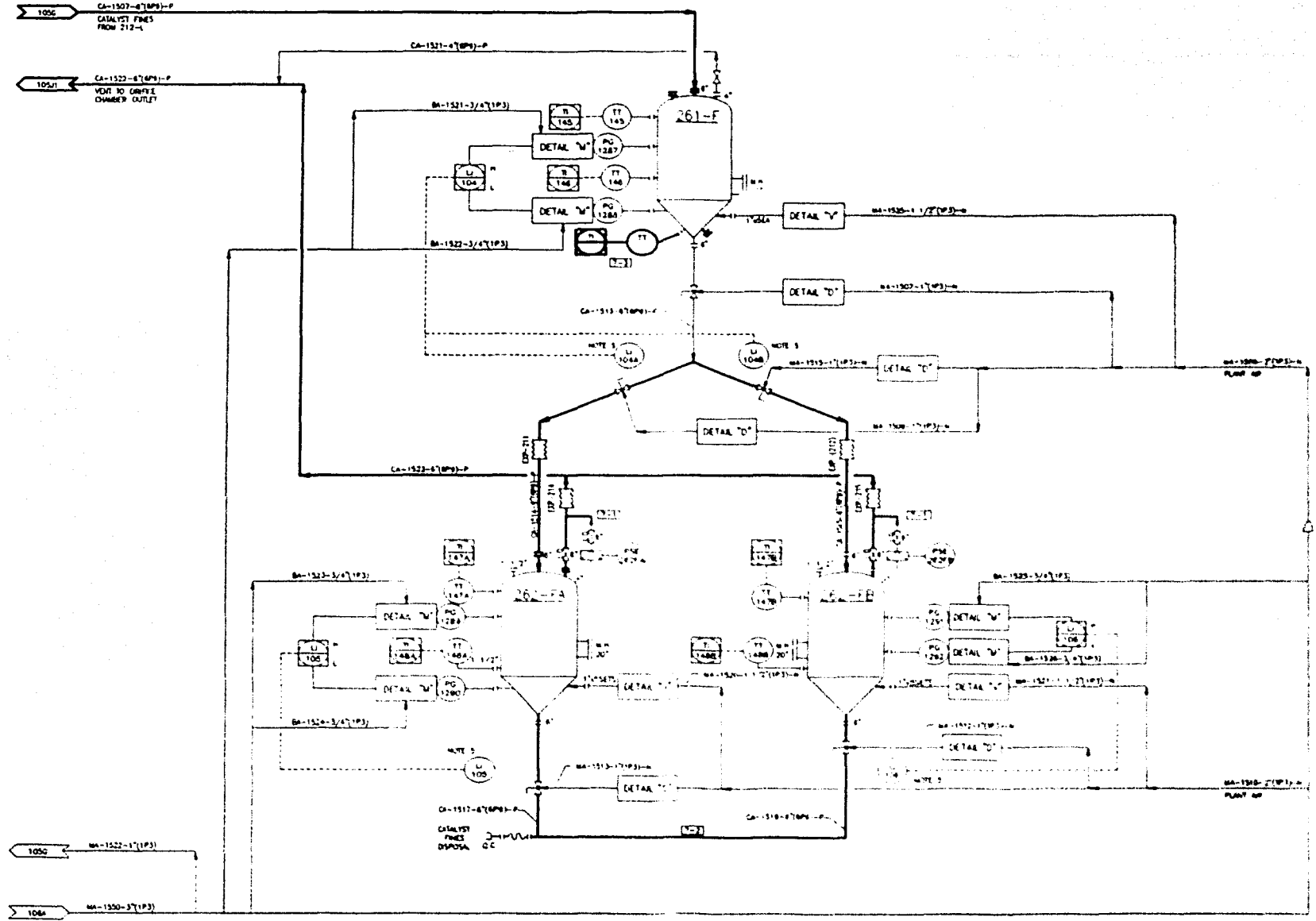
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA COM E LAB 212

PROYECTO: BASES DE TRAZADO Y REVAMP PROYECT
INSTRUMENTACIONAL: PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM
CONVERTICION 1-D A 2-D

PLANTA: FGC-1
FECHA: NONE
REVISION: AGO 30 01

261-F
FINES COLLECTION HOPPER
SIZE: 1500mm Ø x 2500mm T/1 x 30"ØØØ
DESIGN PRESS: 3.16 kg/cm²
DESIGN TEMP: 700°C
MATEL: SS
WITH COOLING FIN
(NEW)

262-FA/B
FINES DISPOSAL HOPPER
SIZE: 3000mm Ø x 3400mm T/1 x 30"ØØØ
DESIGN PRESS: 1.5 kg/cm²
DESIGN TEMP: 700°C
MATEL: SS
(NEW)



- NOTES**
- 1 FOR GENERAL DIMENSIONS, WEIGHTS AND EQUIPMENT, REFER NOTES TO THE DRAWING 16-12-1-300A/B/C
 - 2 FOR DETAILS SEE (SAC NUMBER 16-12-1-300A/B/C)
 - 3 DELTAC
 - 4 DELTAC
 - 5 UNINSTALLED PARTS FROM PREVIOUS OPERATIONS AREA

LISTA DE INSTRUMENTOS

TI TI TEMP. INDIC. EN UNO DE LOS UNITS
PI PI PRESS. INDIC. EN UNO DE LOS UNITS
LI LI NIVEL INDIC. EN UNO DE LOS UNITS
CA CA VALVULA CONTROLADA EN UNO DE LOS UNITS
CV CV VALVULA CONTROLADA EN UNO DE LOS UNITS

UNIDAD	INSTRUMENTO	UNIDAD	INSTRUMENTO
1050	LI 1050	1050	LI 1050
1051	LI 1051	1051	LI 1051
1052	LI 1052	1052	LI 1052
1053	LI 1053	1053	LI 1053
1054	LI 1054	1054	LI 1054
1055	LI 1055	1055	LI 1055
1056	LI 1056	1056	LI 1056
1057	LI 1057	1057	LI 1057
1058	LI 1058	1058	LI 1058
1059	LI 1059	1059	LI 1059
1060	LI 1060	1060	LI 1060
1061	LI 1061	1061	LI 1061
1062	LI 1062	1062	LI 1062
1063	LI 1063	1063	LI 1063
1064	LI 1064	1064	LI 1064
1065	LI 1065	1065	LI 1065
1066	LI 1066	1066	LI 1066
1067	LI 1067	1067	LI 1067
1068	LI 1068	1068	LI 1068
1069	LI 1069	1069	LI 1069
1070	LI 1070	1070	LI 1070

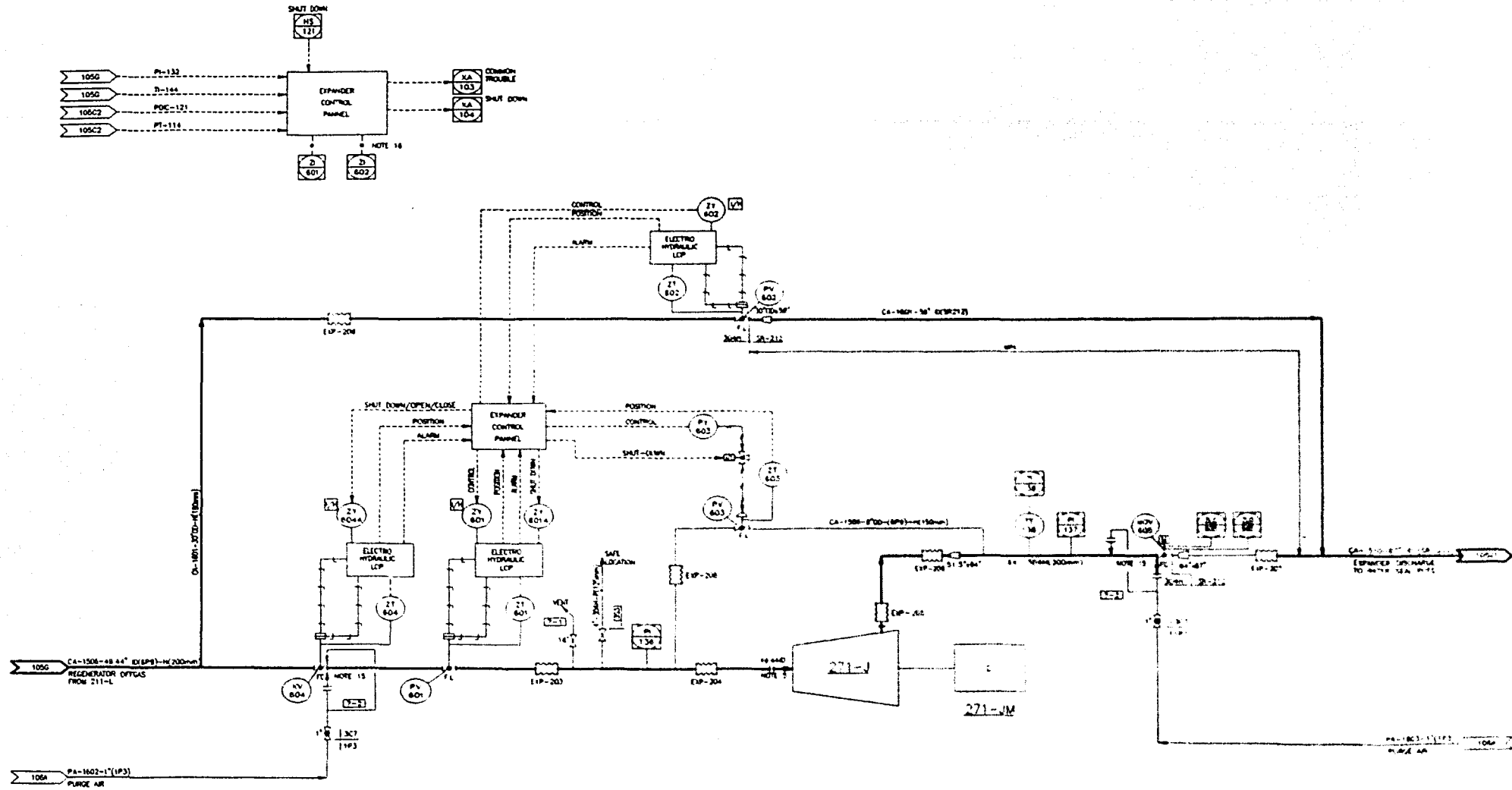
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA (Q) E (I) Q (Q)

SECCIÓN DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO
SUBSECCIÓN DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO
SUBSECCIÓN DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO

CÓDIGO: 1050
PLANTA: FCS-1
FECHA: AGO 30 '01

271-J
 FLUE GAS EXPANDER
 PRESSURE DROP: 2.12 kg/cm²
 ACMA: 211276
 (4.4)

271-JM
 MOTOR GENERATOR
 POWER: 1340 kw
 (new)



NOTES

- 1 FOR LEGEND, SYMBOLS, GENERAL NOTES AND ENGINEERING DESIGN NOTES SEE DWG 050888-10-12-1-0044, B/C
- 2 FOR DETAILS SEE DWG 050888-10-12-1-10561, E
- 3 DELETED
- 4 DELETED
- 5 MINIMUM STRAIGHT RUN OF PIPE AND EQUIPMENT IN THE PIPE PARAMETERS
- 6 DELETED
- 7 DELETED
- 8 DELETED
- 9 DELETED
- 10 DELETED
- 11 DETAIL CONTROL ELEMENT REFER TO:
 DWG NO. 050888-10-12-1-1080
- 12 DELETED
- 13 WELD CONNECTIONS REFER TO BE CLARIFIED WITH THE VENDOR
- 14 SIGNAL FROM EXPANDER PANEL

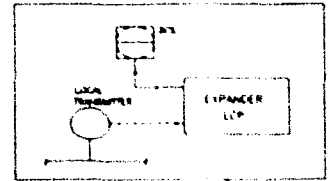


FIG. NO. 10-12-1-1082 (REV. 07-88)



FIG. NO. 10-12-1-1083 (REV. 07-88)

15 SIGNAL FROM EXPANDER PANEL

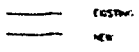
16 RELATED D.S.T. EXPANDER PANELS ARE ALSO REPORTED ON THE DRAWING (CONNECTION TO LOCAL TRANSDUCER)

1000# IN 10" WELDED END LINE

LISTA DE SIMBOLOS

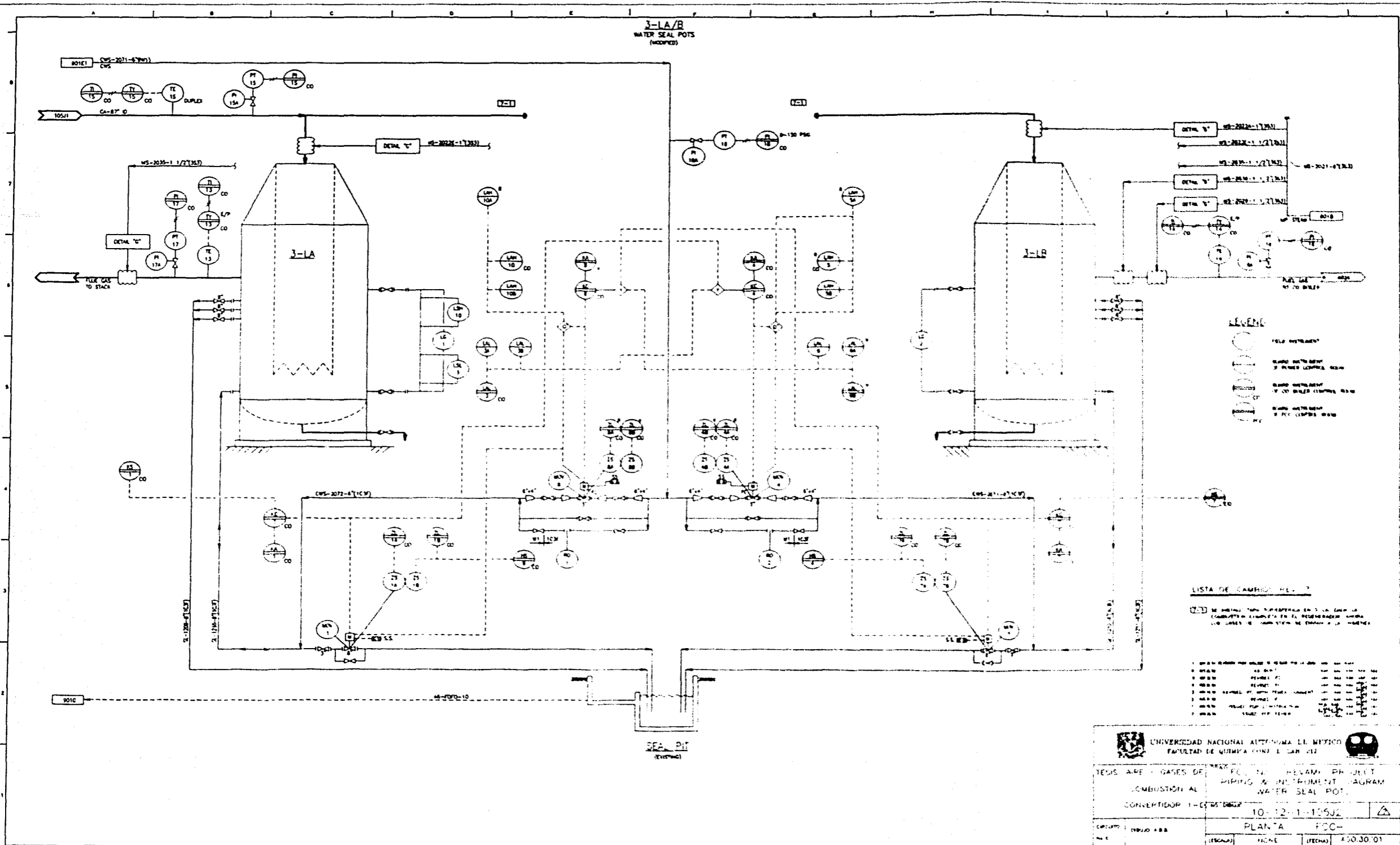
- () DE INSTALACION DE INSTRUMENTOS EN LA PLANTA
- () DE INSTRUMENTOS EN LA PLANTA DE LA PLANTA
- () DE INSTRUMENTOS EN LA PLANTA DE LA PLANTA

LEGEND



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA ORGANICA Y LABORATORIO	
PROYECTO: GASES DE	FCC NO. 1 REFINERIA DE ESTERILIZACION AL
CONSTRUCION AL	PIPING & INSTRUMENTATION SCHEMATIC
CONVERTIDOR 1-0	FLUE GAS EXPANDER TURBINE
PROYECTO: GASES DE	FCC NO. 1 REFINERIA DE ESTERILIZACION AL
CONSTRUCION AL	PIPING & INSTRUMENTATION SCHEMATIC
CONVERTIDOR 1-0	FLUE GAS EXPANDER TURBINE
FECHA: 10-12-1-1056H	PLANTA: FCC-1
ESCALA: 1/100	FECHA: AGO.30.01

3-LA/B
WATER SEAL POTS
(MODIFIED)



LISTA DE CAMBIOS DEL 7

1. SE AGREGA UN VALVULON EN LA LINEA DE COMBUSTION AL CONVERTIDOR PARA EL CONTROL DE TEMPERATURA DEL REACTIVO.

NO.	FECHA	DESCRIPCION	ELABORADO	REVISADO
1	10-12-1-105J2
2
3
4
5
6
7
8
9
10

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA INDUSTRIAL

TEMA: AIRE GASES DE COMBUSTION AL CONVERTIDOR 1-CRISTALIZADOR

PROYECTO: PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM WATER SEAL POT

FECHA: 10-12-1-105J2

PLANTA: FCC-

FIGURA: 450.30.01



FACULTAD DE QUÍMICA.

BIBLIOGRAFÍA.

**BIBLIOGRAFIA.**

1. American Institute of Chemical Engineers.2000. *Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis*. Pp. 661-670. New York USA.
2. De la Cruz-Guerra Cornelio, García Pineda Ramón 2000. *Análisis de riesgos de procesos (ARP): Un esquema de mejora de la técnica HazOp En Tecnología ciencia educación* Ed. IMIQ. Vol.15 No2.Pp.49-60. D.F. México.
3. J.H. Gary, G.E Handwerk.1980. *Refino de petróleo, tecnología y economía*. Ed. Reverte. Pp. 95-124. España.
4. Malvaez Camacho Alfredo Adrián. 2001. *Análisis de riesgos HazOp, análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias del circuito de carga de una planta hidrosulfuradora de naftas*. Tesis profesional. UNAM, Facultad de Química México D.F. México.
5. *Manual de protección contra incendios*.1997. Ed. Fundación Mapfre. Pp.2-2 a 2-20. Madrid, España.
6. OSHA.1992. *Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals, Final Rule*. Occupational Safety and Health Administration. 29 CFR 1910.119. Federal Register. Washington. EEUUA.
7. Santamaría Ramiro, J.M. y Braña. 1994. *Análisis y reducción de riesgos en la industria química*. Ed. Fundación Mapfre. Pp. 5-75, 87-117, 129-149, 255-313. Barcelona España.
8. Trevor A. Kletz. 1985. *Eliminating potential process hazards*. Ed. Chemical engineering. Pag.48. Rugby.



9. V. N Erij, M. G. Rásina y M.G. Rudin. *Química y tecnología del petróleo y del gas*. Ed. Mir. Pp.45-286. Moscú, Rusia.
10. Pemex 1998 *Manual del sistema integral para la administración de la seguridad y protección al ambiente*.
11. Instituto Mexicano del Petróleo.1999. *Manual de operación de la planta catalítica FCC*. Monterrey México.
12. Kletz, T. 1992. *HazOp and Hazan Identifying and Assessing Process Industry Hazards*. Pp. 70-86. New York USA.
13. Montero Martinez R. 1994. *Experiencia en la aplicación del método HazOp* Pp. 69 75. Cuba.
14. Schwarzblakatz. 1986. *Boletín II: Desarrollo de sistemas expertos utilizando técnicas de análisis probabilístico de seguridad* Pp. 70-86. México.
15. M.J. Cruz Gómez y Sonia Monroy. 2001. *Curso de técnicas de investigación de incidentes de los procesos químicos*. Univesidad Nacional autónoma de México, Facultad de Química, Departamento de Ingeniería Química. D.F. México.
16. W.L. Nelson.1958. *Petróleum Refinery Engineers*. Pp.821-834, 860-880. Kugakusha.