

145



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE  
MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**“ ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA UNIDAD  
RECUPERADORA DE VAPORES DE UNA PLANTA  
CATALÍTICA DESINTEGRADORA DE GASÓLEOS  
EN FASE FLUIDA”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERA QUÍMICA  
P R E S E N T A :  
MA. ERICA SÁNCHEZ DE LEÓN**



**MÉXICO, D.F.**



**EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**2002**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

**Paginación**

**Discontinua**

## JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	José Antonio Ortiz Ramírez.
Vocal.	Prof.	Ramón E. Domínguez Betancourt.
Secretario.	Prof.	Modesto Javier Cruz Gómez.
1er. Suplente.	Prof.	Néstor Noé López Castillo
2o. Suplente.	Prof.	Baldomero Pérez Gabriel

SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA:

Laboratorio E-212, Edificio E, Facultad de Química, UNAM.

Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa", Cadereyta N.L.

Sustentante

  
Ma. Erica Sánchez De León

Supervisor Técnico

  
I.Q. Ramón García Pineda

Asesor

  
Dr. Modesto Javier Cruz Gómez

## *AGRADECIMIENTOS*

*A la Universidad Nacional Autónoma de México que me brindó la oportunidad de haberme forjado como profesionalista.*

*De igual forma agradezco a la Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa" por apoyo brindado durante el tiempo que estuve en la planta.*

*Al Dr. M. Javier Cruz Gómez por darme la oportunidad de participar en el proyecto que me permitió realizar el presente trabajo.*

*Quiero agradecer al Ing. José Antonio Ortiz Ramírez, Ing. Ramón E. Domínguez Betancourt y al Ing. Julio Vázquez López por apoyarme en la realización de esta Tesis.*

## DEDICATORIA

*A Dios por permitirme realizar uno de mis más grandes sueños.*

*A mis padres Francisco Sánchez y Efigenia de León que me ayudaron a culminar esta meta, además de hacer estado conmigo en los momentos más difíciles.*

*A mis hermanas: Tania, Mirna, Fabiola y Lorena por su Cariño y porque siempre me estuvieron animando.*

*A mi sobrina: Marifyn por estar siempre conmigo.*

*A mi querido Carlos por ser parte fundamental de mi vida, por compartir bellos momentos y por estar conmigo; gracias a su apoyo, comprensión y cariño he llegado a este momento.*

*A mis amigos: Jesús Sánchez, Georgina, Ibeth, Lucy, Cinthya Falcón, Jahaziel, Sonia Torres, Mónica, Juanita, Lily, Cibila, Luis, Citlali, José Luis, Ásael, Ernesto, Gloria, Lola, Tenorio, Raymundo, Gloria, Xiomara, Rafael, Santos y gracias a todos ellos por darme su amistad incondicional.*

*A mis compañeros del CEASP <sup>4A</sup> Néstor, Marco Antonio, Mario, José, Alfredo, Ramón, Dany, Alejandra, Braulio, Ricardo, Claudia Lilia, Edgar, Miriam, Claudia, Paola, Orlando, Miguel, Fernando por transmitirme sus conocimientos*

*Al Dr. Bob por el apoyo brindado durante la carrera.*



## ÍNDICE

	Pág
Índice de tablas	IX
Nomenclatura	X
<b>Capítulo 1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1 Probabilidad de ocurrencia de los incidentes en plantas químicas	2
1.1.1 Medición de los riesgos en base a su probabilidad	2
1.1.1.1 Método cuantitativo	2
1.1.1.2 Método cualitativo	2
1.2 Marco teórico	3
1.2.1 Análisis de riesgos en la industria petrolera	3
1.2.1.1 Administración en la industria petrolera	4
1.2.1.1.1 Etapas de la administración de riesgos	4
1.2.1.1.2 Medición y evaluación de riesgos	5
1.2.1.1.3 Objetivos de la administración de riesgos	5
1.2.2 Trabajos anteriores	8
1.2.3 Análisis de riesgos a nivel mundial	9
1.2.4 Compañías que lo realizan	9
1.2.5 México comparado con el mundo en el aspecto de riesgos	9
1.3 Objetivo	10
1.4 Justificación	10
1.5 Alcance	11
1.6 Análisis de riesgos	11
1.6.1 Origen del análisis de riesgo	11
1.6.2 Evolución de los análisis de riesgos	12
1.6.3 Normatividad aplicable	14
1.6.3.1 Clases de normas que existen	14



1.6.3.1.1 Ley Federal del Trabajo	15
1.6.3.1.2 Reglamento Federal de Seguridad, Higiene y Medio Ambiente de Trabajo	16
1.6.3.1.3 Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente (LGEEPA)	17
1.6.3.1.4 Reglamento de Trabajos petroleros, disposiciones generales	18
<b>Capítulo 2. Técnicas de análisis de riesgos</b>	<b>20</b>
2.1 Técnicas de análisis de riesgos	20
2.1.1 Métodos comparativos	21
2.1.1.1 Códigos, estándares y normas	21
2.1.1.2 Lista de comprobación (checklist)	22
2.1.1.3 Análisis histórico de accidentes	22
2.1.1.4 Índices de riesgos	23
2.1.1.5 Índice Dow (de incendio y explosión)	23
2.1.1.6 Índice Mond	24
2.1.2 Métodos generalizados	24
2.1.2.1 Análisis de modos de falla y sus efectos (AMFE)	24
2.1.2.2 Análisis de árbol de sucesos (AAS)	25
2.1.2.3 Análisis de error humano	25
2.1.2.4 Analisis What/if	26
2.1.2.5 Análisis de riesgos y operabilidad "HazOp"	26
2.1.2.6 Análisis de árbol de fallas	27
2.1.2.7 Análisis de consecuencias	27
2.2 Descripción concreta del método de selección	27
2.3 Descripción de las técnicas seleccionadas	28
2.3.1 HazOp	28





2.3.1.1	Riesgo	28
2.3.1.2	Análisis de riesgos	29
2.3.1.3	Etapas de análisis de riesgos	29
2.3.1.4	Factores importantes para la elección del método	29
2.3.1.5	Formas de estudiar el análisis de riesgos	30
2.3.1.6	Definición del objetivo HazOp	30
2.3.1.7	Documentación de resultados	31
2.3.1.8	Motivos que obligan a hacer un estudio HazOp	32
2.3.1.9	Requisitos necesarios para la elaboración de un estudio HazOp	33
2.3.1.10	Índice o numero de riesgo	33
2.3.2	Análisis de consecuencias	34
2.3.2.1	Tipos de explosiones	36
2.3.2.1.1	Forma en que se pueden presentar las explosiones	37
2.3.2.1.2	Explosión de nube de vapor	37
2.3.2.1.3	Explosión de nube de vapor confinada	37
2.3.2.1.4	Explosión de nube de vapor no confinada	37
2.3.2.2	Tipos de escenarios que se pueden presentar debido a una fuga o derrame de una sustancia química inflamable	37
2.3.2.2.1	Bola de fuego (fireball)	38
2.3.2.2.2	Fuegos de charcos (pool fire)	38
2.3.2.2.3	Flash fire	38
2.3.2.2.4	Chorro de fuego (jet fire)	39
2.3.2.3	Ejemplos del uso del análisis de consecuencias	39
2.3.2.4	Puntos importantes para la evaluación de consecuencias	39
2.3.2.5	Elementos del fuego	39
2.3.2.6	Causas, prevención y protección de las explosiones	40
2.3.2.6.1	Causas de las explosiones	40
2.3.2.6.2	Técnicas de prevención de incendios y explosiones	40
2.3.2.6.3	Protección contra explosiones	40
2.3.2.7	Elementos que se obtienen del análisis de consecuencias	41



2.3.2.8 Empleo de los radios de afectación	41
2.3.3 Análisis de árbol de fallas	41
2.3.3.1 Características de los árboles de fallas	44
2.3.3.2 Pasos para desarrolla un árbol de fallas	45
2.3.3.3 Resolución del árbol de fallas	46
<b>Capitulo 3. Caso de estudio</b>	<b>50</b>
3.1 Selección del circuito	50
3.2 Descripción del circuito	51
3.3 Criterios para seleccionar los nodos	54
3.4 Nodos seleccionados	55
3.5 Resultado de análisis del árbol de fallas (AAF)	88
3.6 Resultado de análisis de consecuencias	89
3.6.1 Descripción de escenarios	89
3.6.2 Resultados del análisis de consecuencias	89
<b>Capitulo 4. Conclusiones y recomendaciones</b>	<b>99</b>
4.1 Clasificación de las recomendaciones	99
4.2 Resumen de las recomendaciones del HazOp	100
4.3 Jerarquización de las recomendaciones	104
4.4 Resultados del análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias	106
4.5 Conclusiones	107
Apéndice	110
Bibilografía	141



## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1	Matriz de riesgos.....	33
Tabla 2.2	Niveles de frecuencia.....	34
Tabla 2.3	Clasificación de las fallas de los equipos e instrumentos.....	42
Tabla 2.4	Simbología utilizada para el árbol de fallas.....	46
Tabla 2.5	Álgebra booleana.....	47
Tabla 2.6	Criterio para evaluar las probabilidades.....	48
Tabla 3.1	Circuitos de la FCC.....	50
Tabla 3.2	Registro HazOp.....	57
Tabla 3.3	Efectos de una explosión de nube de vapor no confinada...	95
Tabla 3.4	Perfil de concentración de la nube.....	96



## NOMENCLATURA

<b>AAF</b>	<b>Análisis de Árbol de Fallas (Fault Tree Analysis)</b>
<b>AAS</b>	<b>Análisis de Árbol de Sucesos</b>
<b>AC</b>	<b>Análisis de Consecuencias</b>
<b>ACL</b>	<b>Aceite Cíclico Ligero</b>
<b>ACP</b>	<b>Aceite Cíclico Pesado</b>
<b>AENOR</b>	<b>Asociación Española de Normalización y Certificación</b>
<b>AF</b>	<b>Árbol de Fallas</b>
<b>AIA</b>	<b>Asociación Americana de Seguros (American Insurance Association)</b>
<b>ANIQ</b>	<b>Asociación Nacional de la Industria Química</b>
<b>API</b>	<b>Instituto Americano del petróleo. (American Petroleum Institute)</b>
<b>APP</b>	<b>Actividad de Prevención de Peligros</b>
<b>ASME</b>	<b>Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos. (American Society Mechanical Engineers)</b>
<b>ASTM</b>	<b>Sociedad Americana para prueba de materiales (American Society for Testing Materials)</b>
<b>CAER</b>	<b>Conciencia de la comunidad y respuesta de emergencia. (Community Awareness &amp; Emergency Response)</b>
<b>CCPA</b>	<b>Asociación de Productores Químicos de Canadá</b>
<b>CEN</b>	<b>Comité Europeo de Normalización</b>
<b>CENELEC</b>	<b>Comité Europeo de Normalización Electrónica</b>
<b>CMA</b>	<b>Asociación Química de Fabricaciones. (Chemical Manufactures Association )</b>
<b>DFF</b>	<b>Diagrama de Flujo de proceso</b>
<b>DTI</b>	<b>Diagrama de Tubería e Instrumentación</b>
<b>EC</b>	<b>Evento Culminante</b>
<b>EEUUA</b>	<b>Estados Unidos de América</b>



<b>EPA</b>	<b>Agencia de Protección al Medio Ambiente. (Environmental Protection Agency)</b>
<b>FCC</b>	<b>Desintegración Catalítica en Fase Fluida. (Fluid Catalitic Cracking)</b>
<b>Gas LP</b>	<b>Gas Licuado del Petróleo</b>
<b>HazOp</b>	<b>Hazard and Operability Analysis.(Análisis de Riesgos y Operabilidad)</b>
<b>ICI</b>	<b>Industrias Químicas Imperiales (Imperial Chemical Industries)</b>
<b>IIE</b>	<b>Instituto de Investigaciones Eléctricas</b>
<b>IMP</b>	<b>Instituto Mexicano del Petróleo</b>
<b>ISO</b>	<b>Organización Internacional para la Normalización (International Organization for Standardization)</b>
<b>LGEEPA</b>	<b>Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente</b>
<b>LII</b>	<b>Límite Inferior de Inflamabilidad</b>
<b>LPRL</b>	<b>Ley de prevención de riesgos laborales</b>
<b>LSI</b>	<b>Límite Superior de Inflamabilidad</b>
<b>NFPA</b>	<b>Asociación Nacional de Protección de Incendio (National Fire Protection Agency)</b>
<b>OSHA</b>	<b>Agencia de la salud y Seguridad Ocupacional. (Occupational Safety &amp; Health Administration)</b>
<b>PEMEX</b>	<b>Petróleos Mexicanos</b>
<b>PM</b>	<b>Peso Molecular</b>
<b>PROFEPA</b>	<b>Procuraduría Federal de Protección al Ambiente</b>
<b>RCSP</b>	<b>Tubo Vertical de Catalizador Regenerado (Regenerated Catalyst Stand Pipe)</b>
<b>RCSV</b>	<b>Válvula deslizante de Catalizador Regenerado (Regenerated Catalyst Slide Valve)</b>



<b>SIASPA</b>	<b>Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental</b>
<b>TNT</b>	<b>Tri-Nitro-Tolueno</b>
<b>UIT</b>	<b>Unión Internacional de Telecomunicaciones</b>
<b>UVCE</b>	<b>Explosión de Nube de Vapor no Confinada (Unconfined Vapour Cloud Explosion).</b>



# CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN





## Capítulo 1. Introducción

### 1.1 Probabilidad de ocurrencia de los incidentes en plantas químicas

La probabilidad de ocurrencia de un incidente en las plantas químicas ocurre en un intervalo de tiempo, aunque las fallas humanas son frecuentemente consideradas como causa de los incidentes se debe considerar que hay que buscar las causas de las fallas, no quien cometió la falla.

Los seres humanos no somos 100% confiables. Siempre existe la probabilidad de cometer algún error y existe mayor probabilidad de cometerlo si realizamos la actividad bajo condiciones de presión.

Las estadísticas del número de incidentes por año deben demostrar tendencia a la baja, no se debe repetir la misma causa para varios incidentes.

Un accidente/incidente es un suceso no planeado que pone en peligro la seguridad del ser humano, ya sean empleados y/o miembros de la sociedad, la ecología, las utilidades y/o producción de la compañía y las instalaciones.<sup>(14)</sup>

#### 1.1.1 Medición de los riesgos en base a su probabilidad

##### 1.1.1.1 Método Cuantitativo

Toma en cuenta las razones estadísticas pertinentes y las características individuales de los bienes expuestos a los riesgos considerados, por lo que se usa para medir los riesgos que tienen características especiales y diferentes.

##### 1.1.1.2 Método cualitativo

Se basa en la estadística de siniestros ocurridos.





**Severidad:** Es la pérdida real que sufre al convertirse en cierto riesgo.

**Frecuencia de los Riesgos:** Establece el número de veces que ocurre un evento, y observado en las mismas circunstancias.

## 1.2 Marco teórico

### 1.2.1 *Análisis de riesgos en la industria petrolera*

La industria de petróleo, es una de las más importantes a nivel mundial, a requerido una mayor modernización en su tecnología para cumplir con los estándares internacionales de calidad, seguridad y protección del medio ambiente, los cuales continuamente se están desarrollando debido a la necesidad de minimizar eventos indeseables que puedan resultar en pérdidas humanas, económicas y ambientales.

El análisis de riesgos en la industria del petróleo consiste en la identificación, análisis y evaluación sistemática de los riesgos asociados a los factores externos e internos, con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias en los empleados, el público en general el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (materiales, equipo y maquinaria).

Su aplicación se efectúa durante el diseño, en la operación y en cualquier modificación o adición que se realiza. Consta de cuatro partes. La identificación de las fallas potenciales, la cuantificación de su probabilidad de ocurrencia en un lapso de tiempo determinado, el análisis de sus consecuencias y, por último la estimación del riesgo como producto de la frecuencia.



### **1.2.1.1 Administración en la industria petrolera** <sup>(12)</sup>

La administración tiene como función la realización del análisis de riesgos, ya que es un conjunto de procedimientos para evaluar, analizar, identificar y controlar los efectos adversos de los riesgos a que esta expuesta la empresa, para evitar, reducir, retener o transferir dichos riesgos.

La finalidad de la administración de riesgos es salvaguardar cualquier interés para alcanzar los resultados esperados.

#### **1.2.1.1.1 Etapas de la administración de riesgos**

**Planeación.** Requiere de la consideración de todos aquellos factores que pueden afectar el buen funcionamiento de la organización.

**Organización.** Se distingue cada riesgo y se analizan las probabilidades de ocurrencia bajo distintos escenarios.

**Integración.** Es donde se acumulan todos los recursos orientados con base a las fuerzas y debilidades, así como la cuantificación del impacto que éstos tengan.

**Dirección.** Una vez identificados, analizados y cuantificados se necesita la elaboración de programas y propuestas para el establecimiento de planes de acción y recursos que puedan prevenir los riesgos identificados.

**Control.** Se establecen los programas de revisión y seguimiento para evitar que existan factores que provoquen nuevamente el riesgo.



El control de riesgos se logra siguiendo cuidadosamente las medidas de seguridad, es por ello que es una de las partes primordiales de la administración de riesgos.

#### 1.2.1.1.2 Medición y evaluación de riesgos.

Los riesgos se miden y se evalúan de acuerdo con su potencial de efectos económicamente adversos para la empresa, esta etapa tiene como objetivos establecer la importancia relativa de los riesgos respecto a la situación financiera de la empresa, evaluando sus consecuencias y descubriendo que tan grandes son en realidad cada uno de los riesgos que se han identificado, si no se cuenta con una correcta evaluación los riesgos identificados serán simplemente un conjunto de información sin sentido, por lo tanto no son útiles.

La administración de riesgos está enfocada al estudio de aquellas situaciones naturales fortuitas que provoquen una pérdida económica y por lo tanto solo deben considerarse estas para efecto de su medición.

#### 1.2.1.1.3 Objetivos de la administración de riesgos

Tiene como objetivo la óptima aplicación de los recursos para minimizar los efectos económicamente adversos de los riesgos. Por lo tanto debe utilizar todos los medios que estén a su alcance para prevenirlo o proveer la pérdida y reducción de los costos de los riesgos.

El desarrollo científico-técnico ha traído como consecuencia un aumento en la magnitud de las consecuencias que pudieran provocar determinados riesgos, llegando incluso a concretarse, viéndose afectadas poblaciones enteras.



La respuesta de la ciencia de la seguridad ha sido: el desarrollo de métodos que permitan hacer una evaluación y un análisis de riesgos con la mayor confiabilidad que pueda ser alcanzada. Ejemplos de los métodos desarrollados para análisis de riesgos son:

- Análisis de árbol de fallas.
- Análisis de consecuencias.
- Análisis de la seguridad del trabajo
- Estudios de riesgos y operabilidad
- Análisis de efecto y modo de fallo

Cuando se planean, diseñan, modifican, y operan instalaciones y procesos peligrosos, se debe de garantizar que los riesgos están clasificados e identificados y que los medios mas apropiados para reducir o eliminar los peligros están establecidos.

Se debe garantizar que la estructura operativa de la instalación esta hecha de tal forma que permita la operación segura de la instalación en todo momento. La administración debe tomar las medidas razonables para garantizar que cada empleado reciba entrenamiento, además, debe garantizar que existan medidas para afirmar la seguridad en instalaciones, incluyendo provisiones para el mantenimiento regular, inspección y prueba del equipo, de modo que el equipo este disponible en todo momento para el propósito para el cual está diseñado.

Los planes de emergencia en el sitio y fuera de este, sirven para identificar y evaluar los tipos de accidentes que pueden surgir en la instalación y sus probables consecuencias y debe investigar todos los incidentes significativos para identificar las causas y emprender acciones para corregir cualquier deficiencia en tecnología o procedimientos.



Quando se planea, diseña y modifican instalaciones y procesos, se debe garantizar que técnicas críticas de evaluación tales como análisis de riesgos, estudios de riesgo y operabilidad HazOp, árbol de fallas y análisis de árbol de eventos serán utilizados, para que los peligros sean identificados y clasificados tan pronto como sea posible en las diversas etapas del proyecto incluyendo la etapa de investigación y que los medios mas apropiados de reducción de los peligros sean establecidos. Estos estudios deben tener en cuenta los eventos extremos anormales tales como fallas de interrupciones de energía, terremotos y condiciones extremas del clima así como peligros de proceso.

La naturaleza y extensión del riesgo significativo y su probabilidad debe también ser evaluada, utilizando técnicas tales como análisis de consecuencias para descubrir su potencial de daño. Reduciendo ya sea la peligrosidad de un proceso o la probabilidad de ocurrencia de un accidente, se reduce el riesgo y se aumenta la seguridad inherente en el diseño.

Técnicas como evaluación cuantitativa de riesgos puede dar una guía para la adopción de decisiones con aspectos de seguridad. Esta evaluación permite una relativa clasificación de los riesgos y da una ayuda para determinar las medidas preventivas apropiadas. Sin embargo, los resultados numéricos de la evaluación tienen poco valor absoluto, y por lo tanto la evaluación no debe ser utilizada indiscriminadamente.

Las medidas de seguridad deben tomar en consideración la posibilidad de los errores técnicos, así como también los humanos, para hacer cumplir los procedimientos de seguridad tan fácil como sea posible.

Se debe dar atención particular al papel de los factores humanos en la prevención de accidentes, reconociendo que los humanos podrán en ocasiones, fa---



llar y la mayoría de los accidentes son en alguna parte atribuibles y que a un error humano.

En la planeación de todas las fases de diseño, desarrollo, operación, y mantenimiento, se debe tener en cuenta la posibilidad de errores humanos que puedan ocurrir de modo que sus efectos puedan ser minimizados. El factor humano debe ser tomado en cuenta cuando se llevan a cabo la identificación y evaluación de riesgos, este factor incluye tanto aspectos positivos como negativos del comportamiento humano, es aplicable para los empleados incluyendo los administradores y los contratistas.

Los programas de mantenimiento deben ser adheridos estrictamente y deben ser revisados periódicamente para garantizar que continúen siendo apropiados en relación a los requerimientos de seguridad, además, se deben mantener registros de cualquier falla encontrada durante el mantenimiento del equipo, la cual podría afectar físicamente la seguridad y una acción rápida debe ser tomada en cuenta para rectificar las fallas.

### *1.2.2 Trabajos anteriores*

La Agencia de Protección Ambiental de EEUU (US. Environmental Protection Agency, EPA) y la oficina para la Administración de la Salud y la Seguridad Ocupacional (OSHA, Occupational Safety and Health Administration) han realizado investigaciones sobre las principales causas de los accidentes ocurrido en los Estados Unidos de América (EEUU). La Asociación Americana de Seguros (AIA, American Insurance Association) reportó los resultados del análisis de 465 explosiones e incendios que ocurrieron en la industria química, también en los Estados Unidos de América (EEUU), entre 1960 y 1977. De acuerdo a estas investigaciones, las principales causas de los accidentes investigados se debieron a fallas de equipo, seguidas por fallas humanas u operacionales.<sup>(14)</sup>



### ***1.2.3 Análisis de riesgos a nivel mundial***

Para la prevención de pérdidas y confiabilidad de la empresa Imperial Chemical Industries, ICI, de Gran Bretaña, después de aceptar que las causas de los accidentes potenciales ocurridos en el mundo pueden evitarse o que su gravedad o frecuencia puede reducirse. <sup>(14)</sup>

Empresas en las que la seguridad esta bien organizada han demostrado con hechos que un fuerte porcentaje de los accidentes puede prevenirse. Si cada industria redujera su tasa de accidentes a la de las contadas firmas que ostentan los mejores niveles de seguridad en esa industria, no cabe duda que el total mundial de accidentes sólo sería una fracción del anual.

### ***1.2.4 Compañías que lo realizan***

Existen varias compañías en la actualidad que se dedican a realizar los análisis de riesgos por nombrar algunas de ellas el IMP (Instituto Mexicano del Petróleo), UNAM, IIE (Instituto de Investigaciones Eléctricas) que son compañías mexicanas que se han especializado en este ramo.

### ***1.2.5 México comparado con el mundo en el aspecto de análisis de riesgos***

En México es importante señalar que este tipo de estudios han adquirido mayor importancia debido a que la normatividad en nuestro país y a nivel internacional, en materia de análisis de riesgos ha cambiado en las últimas dos décadas obviamente existen compañías en las que hace falta trabajar en este aspecto, por lo que es importante que a partir de deficiencias encontradas en el con--



control de la seguridad, se tome conciencia de la importancia que tiene el llevar un registro constante de los incidentes y accidentes que ocurren en las plantas, pues a partir de los análisis de riesgos se pueden reducir gran parte de ellos.

### 1.3 Objetivo

Los principales objetivos son:

1. Identificar, evaluar y clasificar los escenarios potenciales de riesgo que pueden causar incidentes o accidentes mediante técnicas de análisis de riesgos y operabilidad en la unidad de recuperación de vapores de una planta de desintegración catalítica fluidizada.
2. Proponer salvaguardas adicionales a las de diseño para minimizar la ocurrencia de los posibles escenarios de riesgo.

### 1.4 Justificación

Todas las instalaciones de los procesos de la industria química están sujetas a riesgos no controlados que pueden poner en peligro las instalaciones y la integridad física de los trabajadores y del medio ambiente, existen estrategias de seguridad que permiten minimizar los riesgos, pero no anularlos y siempre existirá la posibilidad de que pueda ocurrir una emergencia, debido a operaciones incorrectas, fenómenos naturales o conflictos socio-organizativos, para solucionar este problema se requiere realizar un análisis de riesgos para que se puedan minimizar y/o controlar las consecuencias derivadas de daños asociados a factores como fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos, fallas en el sistema de administración, factores externos como fenómenos naturales y sociales. Lo impotan-





te en la prevención, es formar una actitud al personal responsable de la operación de una planta que permita responder adecuadamente y en el momento oportuno aunque no siempre es posible proponerse una meta definida en materia de prevención de accidentes, es opinión generalizada que la mayor parte de ellos pueda evitarse y hay que perseverar hasta hacer cada lugar de trabajo un lugar seguro.

## 1.5 Alcance

El proyecto de tesis que se presenta a continuación tiene como finalidad realizar un estudio de análisis de riesgos, el estudio comprenderá las siguientes metodologías: análisis HazOp en la unidad de recuperación de vapores, análisis de árbol de fallas para el incendio en la bomba 115-J/JA, análisis de consecuencias donde se tomará como escenario fuga de Gas L.P. en sellos mecánicos de la bomba 115 J/JA y posteriormente con los resultados se obtendrán recomendaciones que se clasificarán de acuerdo a su prioridad.

## 1.6 Análisis de riesgos

### 1.6.1 Origen del análisis de riesgo

A partir de los accidentes/incidentes ocurridos en la industria química a nivel mundial surgió la necesidad de evaluar el riesgo potencial de ocurrencia, así como la búsqueda para minimización de dichos riesgos o la reducción de las consecuencias; fue así como se dio origen al Análisis de Riesgos.

En México no fue, sino hasta 1992 y después de la explosión de Guadalajara, Jal., cuando a través del decreto presidencial, se estableció la necesidad de elaborar Análisis de Riesgos, a la industria con alto potencial de riesgo dentro de sus proce----



sos. Posteriormente se ha hecho extensiva esta determinación al total de la industria mexicana.<sup>(15)</sup>

### *1.6.2 Evolución de los análisis de riesgos*

1920.- Aparición de las primeras metodologías. La Compañía Dupont en Francia, decide **"Analizar los Accidentes"**, de sus plantas de dinamita.

1960.- Se desarrolla la metodología conocida como **"Análisis de Efectos y Modos de Falla"**, la cual es una formalización al método ¿What If?, ya empleado, por algunas industrias de proceso. Esta formalización es realizada por la Industria Aeroespacial de E.U.A.

1962.- Se desarrolla la metodología **"Árbol de Fallas"**, por la misma Industria Aeroespacial, el cual es complementado por la industria Nuclear de E.U.A.

1985.- La Chemical Manufactures Association (CMA) establece las metodologías de análisis de riesgo, existentes en el mercado de E.U.A.

**¿What If..?, HazOp, Check List, Hazan, Dow Index & ICI Mond Index**

1986. - CCPA (Asociación de Productores Químicos de Canadá), adopta el proceso CAER (Comunity Awareness & Emergency Response).

1988.- CMA de E.U.A., adopta el proceso CAER como marco normativo sobre los códigos de seguridad, que deben observar todos los socios.

1989.- **SEDESOL México**, emite la Ley General de Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente. En cuyo capítulo de impacto ambiental solicita estudio de ----



riesgo, a todo proyecto a registrarse y que maneje materiales o procesos que puedan afectar al ambiente o a la comunidad.

1990.- SEDESOL emite el primer listado de actividades altamente riesgosas.

1990.- OSHA publica "Process Safety Management of Highly Hazardous Chemical", Diario Oficial de julio 17, incorpora los estudios de riesgos como un requisito oficial de todo proyecto e instalación química en E.U.A.

1992.- Debido a la explosión que se desató en la ciudad de Guadalajara, Jal. en México. Se iniciaron las auditorias ecológicas de las empresas potencialmente más riesgosas, incluyendo los análisis de riesgos de sus procesos.

1992.- SEDESOL el 4 de mayo, emite el segundo listado de Actividades Altamente Riesgosas.

1992.- SEDESOL emite las guías de información básica que deben suministrar las plantas que realicen:

- \* Auditorias ecológicas.
- \* Estudios de impacto ambiental.
- \* Estudios de riesgo

1993.- ANIQ de México, en su foro anual precedido por Salinas de Gortari, adopta el código de prácticas de Responsabilidad Integral, el cual está actualmente en desarrollo y será condición de su observancia, para ser miembro de la asociación.

1998.- PEMEX establece el Sistema Integral de la Seguridad y la Protección Ambiental (SIASPA). En donde en uno de sus elementos incluye los análisis de riesgo en todos sus procesos de transformación.



### **1.6.3 Normatividad aplicable**

Dada la densidad y complejidad de la industria petrolera no es posible circunscribir las instalaciones que presentan los riesgos a ciertos sectores de actividad industrial. Sin embargo, las instalaciones con mayor riesgo están relacionadas con las siguientes actividades:

- a) Factores de productos químicos y refinados.
  
- b) Almacenamiento y distribución de gas licuado de petróleo.

La industria química en general ha respondido a las demandas de la sociedad, lo que ha dado origen a la aparición de programas de gestión medioambiental y de seguridad que se va extendiendo paulatinamente a la mayor parte de éstas. La calidad de vida que la sociedad percibe ya no se asocia sólo al nivel de los productos y servicios accesibles, sino también a la seguridad de las industrias que lo producen.

#### **1.6.3.1 Clases de normas que existen**

Los documentos normativos pueden ser de diferentes tipos dependiendo del organismo que los haya elaborado.

En la clasificación tradicional de normas se distingue entre:

**Normas nacionales** son elaboradas, sometidas a un período de información pública y sancionadas por un organismo reconocido legalmente para desarrollar actividades de normalización en un ámbito nacional. En España estas normas son las normas UNE, aprobadas por AENOR, que es el organismo reconocido por la Administración Pública Española para desarrollar las actividades de normalización en nuestro país.



**Normas regionales** son elaboradas en el marco de un organismo de normalización regional, normalmente de ámbito continental, que agrupa a un determinado número de Organismos Nacionales de Normalización. Las más conocidas, aunque no las únicas, son las normas europeas elaboradas por los Organismos Europeos de Normalización (CEN, CENELEC, ETSI), y preparadas con la participación de representantes acreditados de todos los países miembros. AENOR es el organismo nacional de normalización español miembro del Comité Europeo de Normalización (CEN) y del Comité Europeo de Normalización Electrotécnica (CENELEC) y, por lo tanto, la organización a través de la cual se canalizan los intereses y la participación de los agentes socioeconómicos de nuestro país en la normalización europea.

**Normas internacionales** tienen características similares a las normas regionales en cuanto a su elaboración, pero se distinguen de ellas en que su ámbito es mundial. Las más representativas por su campo de actividad son las normas IEC elaboradas por la Comisión Electrotécnica Internacional para el área eléctrica, las UIT desarrolladas por la Unión Internacional de Telecomunicaciones para el sector de las telecomunicaciones y las normas ISO elaboradas por la Organización Internacional de Normalización para el resto de sectores. AENOR es el organismo nacional de normalización español miembro de ISO y CEI y, por lo tanto, la organización a través de la cual se canalizan los intereses y la participación de los agentes socioeconómicos de nuestro país en la normalización internacional.

### **1.6.3.1.1 Ley Federal del Trabajo**

#### **Capítulo sexto**

**Titulo noveno.- Riesgos de trabajo.**



El artículo 504 trata sobre los riesgos de trabajo que puede presentar un trabajador en el desarrollo de cierta actividad dentro de su centro de trabajo. Si el trabajador sufre algún accidente se debe dar aviso escrito a la Secretaría del Trabajo y Previsión Social, al de trabajo inspector del trabajo y a la Junta de Conciliación permanente o a la de conciliación y arbitraje, dentro de las 72 horas siguientes.

### ***1.6.3.1.2 Reglamento Federal de Seguridad, Higiene y Medio Ambiente de trabajo***

#### **Capítulo sexto**

**Manejo, transporte y almacenamiento de materiales en general, materiales y sustancias químicas peligrosas.**

Deberá realizarse en condiciones técnicas de seguridad para prevenir y evitar daños a la vida y salud de los trabajadores, así como al centro de trabajo, de acuerdo a las disposiciones del presente capítulo.

Las instalaciones y áreas de trabajo en las que se manejen, transporten y almacenen materiales y sustancias químicas peligrosas, deberán contar con las características necesarias para operar en condiciones de seguridad e higiene. Será responsabilidad del patrón realizar un estudio para analizar el riesgo potencial de dichos materiales y sustancias químicas, a fin de establecer las medidas de control pertinentes, de acuerdo a las normas correspondientes.

#### **Capítulo segundo**

**Prevención, protección y combate de incendios**

En los centros de trabajo se deberá contar con medidas de prevención y protección, así como con sistemas y equipos para el combate de incendios, en fun----



ción al tipo y grado de riesgo que entrañe la naturaleza de la actividad, de acuerdo con las normas respectivas.

### Capítulo tercero

Sustancias químicas contaminantes sólidas, líquidas o gaseosas.

En su artículo 82 dice que en los centros de trabajo donde se utilicen sustancias químicas sólidas, líquidas o gaseosas, que debido a los procesos, operaciones, características físico-químicas y grado de riesgo, sean capaces de contaminar el ambiente de trabajo y alterar la salud de los trabajadores, el patrón estará obligado a establecer las medidas de seguridad e higiene que señalen las normas respectivas.

#### *1.6.3.1.3 Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente (LGEEPA)*

Define específicamente que un estudio de impacto ambiental (EIA) es realizado para identificar e interpretar así como para prevenir las consecuencias o efectos ambientales que determinadas acciones, planes, programas o proyectos pueden causar sobre la salud, el bienestar de las comunidades.

Título cuarto.- Protección al ambiente

### Capítulo IV. Actividades consideradas como riesgosas

Según el Artículo 147 todas aquellas personas que realicen actividades industriales, comerciales o de servicios altamente riesgosas, se llevarán a cabo con apego a lo dispuesto por esta ley, las disposiciones reglamentarias que de ella emanen y las normas oficiales mexicanas a que se refiere el artículo anterior.



Quienes realicen actividades altamente riesgosas, en los términos del reglamento correspondiente, deberán formular y presentar a la secretaria un estudio de riesgo ambiental, así como someter a la aprobación de dicha dependencia y de las secretarías de gobernación, de energía, secretaria de economía, de salud y del trabajo y previsión social, los programas para la prevención de accidentes en la realización de tales actividades, que puedan causar graves desequilibrios ecológicos.

#### ***1.6.3.1.4 Reglamento de trabajos petroleros, disposiciones generales***

En el artículo 29 habla sobre el propósito de cuidar los intereses de la nación en materia de explotación petrolera, el organismo tiene la obligación de informar por la vía más rápida a la dirección o a la agencia respectiva, inmediatamente que ocurra algún accidente en sus instalaciones, se registren desperdicios de hidrocarburos en general, o se afecte la extracción de los mismos a fin de que la dependencia correspondiente disponga un servicio especial de inspección para determinar el monto del desperdicio y la culpabilidad del organismo aviso similar se dará a la secretaría de salud cuando en cualquier forma se afecte la ecología o se contamine el ambiente, para que actúe según sus atribuciones.





## CAPÍTULO II

# TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS





## Capítulo 2 Técnicas de Análisis de Riesgos. (6, 10, 13, 16, 17)

### 2.1 Técnicas de análisis de riesgos

Existen varias técnicas de identificación y evaluación de riesgos que han demostrado ser eficientes en la práctica profesional desde hace varios años, sin embargo estas técnicas difieren en la forma de rastrear y evaluar los riesgos en una unidad de proceso y en la aportación de resultados para mejorar su operabilidad. La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo no identificado no puede ser objeto de estudio y se vuelve un riesgo incontrolable. Una vez identificado el riesgo es probable que se tomen las medidas necesarias para reducirlo, incluso si la evaluación cuantitativa es defectuosa.

#### Métodos comparativos

- Códigos, estándares y normas.
- Listas de comprobación (checklists).
- Análisis histórico de accidentes.

#### Índices de riesgo

- Índice Dow.
- Índice Mond.

#### Métodos generalizados

- Análisis de Modos de Fallo y sus Efectos (AMFE).
- Análisis de Árbol de Sucesos (AAS).
- Análisis de Error Humano.
- Análisis "What-If".



- **Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).**
- **Análisis de Árbol de Fallas (AAF).**
- **Análisis de Consecuencias (AC).**

### **2.1.1 Métodos Comparativos.**

Los métodos comparativos se basan en la experiencia acumulada, de varios años, de las personas involucradas directamente con los procesos en determinadas áreas. Los índices de riesgos, aunque no identifican peligros específicos, son útiles para señalar las áreas de mayor concentración de riesgo, es decir, establece una jerarquización de riesgos por áreas, las cuales requieren un análisis de riesgos más profundo, con técnicas generalizadas; por ejemplo, con la técnica HazOp junto con la técnica AAF (Fault Tree Analysis). Los métodos generalizados proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos y son herramientas de análisis más versátiles y útiles.

#### **2.1.1.1 Códigos, estándares y normas.**

Esta es una técnica comparativa de identificación de riesgos que se usa para evaluar la seguridad de una planta de procesos. La mayoría de las plantas químicas, de refino y petroquímicas han elaborado manuales técnicos internos que indican como diseñar, fabricar, distribuir, instalar, operar, modificar y desmantelar los equipos de procesos. Estos manuales siempre cumplen con la legislación local, nacional y con estándares de las distintas ramas de ingeniería, en forma de códigos y normas (ASME, ASTM, API, NFPA, TEMA, etc.). Estos últimos como parte complementaria a la experiencia de las plantas, documentada en dichos manuales técnicos internos. El procedimiento que se debe seguir al aplicar esta técnica es el siguiente:

- **Utilizar los manuales técnicos internos que están disponibles.**



- Usar los códigos y estándares de ingeniería para la evaluación y confiabilidad del diseño.
- Si se detectan diferencias en el diseño con respecto a los requerimientos documentados, investigar las razones por las cuales no se siguieron los procedimientos usuales y establecer las medidas correctivas si estas son necesarias.

#### *2.1.1.2 Lista de comprobación (checklist).*

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

#### *2.1.1.3 Análisis histórico de accidentes.*

Este tipo de análisis usa la información de accidentes ocurridos. Los peligros identificados durante el análisis son reales, siendo esto su principal ventaja y a la vez su principal desventaja, debido a que durante este análisis se toman en cuenta sólo las causas que provocaron el accidente y no considera todas las posibilidades importantes que pudieron haberlo materializado. Además, la información disponible sobre un accidente es limitada, ya que estos, en muchos de los casos, se registran incompletamente ó no se registran. Esto último, debido a que muchos de los riesgos potenciales que pudieron haber tenido consecuencias catastróficas no se transformaron en accidente potencial, por circunstancias afortunadas. Aún con sus desventajas, el análisis histórico de accidentes es útil porque identifica peligros



concretos que permiten a las plantas iniciar un análisis de riesgos más profundo para tomar la decisión, con base a su probabilidad de ocurrencia y su magnitud de daño, de aceptarlo ó no.

#### *2.1.1.4 Índices de Riesgos.*

Los índices de riesgos proporcionan un método directo y relativamente simple para estimar el riesgo global asociado a una área de proceso y jerarquizan las áreas conforme a su nivel de riesgo. Proporcionan un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. Con base a este nivel se toma la decisión de hacer un análisis mas profundo aplicado técnicas mas específicas, como por ejemplo, HazOp, Árbol de fallas, etc. Los índices de riesgos son útiles, porque proporcionan una estimación rápida y confiable del orden de magnitud del riesgo de una área determinada.

#### *2.1.1.5 Índice Dow (de incendio y explosión).*

El índice DOW proporciona un método directo y relativamente simple de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso y de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. No se utiliza para señalar riesgos individuales sino que proporciona un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. Sobre estas áreas puede, en caso necesario, hacerse un análisis de riesgos más detallado, aplicando una técnica generalizada, por ejemplo, la técnica HazOp, por lo que el valor numérico obtenido puede ser de utilidad a la hora de decidir la profundidad del estudio. El índice MOND es similar al índice DOW con la diferencia de que el primero incluye aspectos de toxicidad, sin embargo la última edición del índice DOW toma en cuenta, aunque ligeramente, aspectos de toxicidad y es más fácil de conducir por el uso de -- gráficos y ecuaciones. Para hacer un índice DOW se requiere la siguiente informa----



ción: Plano de distribución de la planta (plot plan), Diagrama de Flujo de Proceso (DFP), condiciones de operación y de flujo, formato de trabajo del Índice DOW y relación de costos del equipo instalado en la planta.

#### *2.1.1.6. Índice Mond.*

Este índice es similar al anterior y además incluye la toxicidad de materiales. No obstante, el índice Dow permite una estimación más fácil, debido al uso de gráficos frente a ecuaciones y además permite la inclusión de aspectos de toxicidad, mediante una penalización específica.

#### *2.1.2 Métodos Generalizados.*

##### *2.1.2.1 Análisis de Modos de Fallas y sus Efectos (AMFE).*

El análisis AMFE consiste en un examen de componentes individuales con el objetivo de evaluar el efecto que un fallo de estos mismos pueda tener sobre el sistema. Es un análisis sistemático, que se realiza poniendo énfasis en fallas de funcionamiento de componentes. En el contexto de este análisis, una modalidad de fallo es un síntoma, una condición o un modo de operación asociado al fallo del componente. El modo de fallo puede identificarse como una pérdida de la función del componente, funciona prematuramente, funciona fuera de tolerancia o una característica física indeseada, por ejemplo, una fuga pequeña. En el análisis FMEA todos los modos conocidos de fallo de los componentes se consideran por turnos y las consecuencias del fallo son analizadas y registradas. Para llevar a cabo el FMEA se requiere de los siguientes componentes:

- Diagramas de tubería e instrumentación.
- Diagramas eléctricos.



- Procedimientos de operación
- Diagramas de lógica instrumental.
- Información sobre controles e independencia

El equipo de trabajo debe tener la información suficiente para comprender el diseño y la operación de un componente y su interacción con el sistema del que forma parte. Como siguiente paso se debe definir un formato adecuado para el estudio, con esto se logra una mayor coherencia en el análisis.

#### *2.1.2.2 Análisis de Árbol de Sucesos (AAS).*

Esta técnica surge de un suceso determinado e investiga mecanismos razonables mediante los cuales éste puede tener lugar. El análisis de árbol de sucesos (Event Tree Analysis) evalúa las consecuencias que puedan tener lugar a partir de un suceso determinado. El AAS hace énfasis en un suceso inicial que supone que ha ocurrido, se construye el árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final o bien se anula la secuencia de circunstancias evitando el efecto final

#### *2.1.2.3 Análisis de Error Humano.*

El análisis de error humano es una evaluación sistemática de los factores que influyen en el comportamiento y desempeño del personal de la planta. Durante el análisis se buscan los factores físicos y ambientales involucrados en el trabajo; como habilidades, nivel de conocimiento, adiestramiento, etc., del personal. El propósito de este análisis es localizar áreas ó situaciones en las cuales la persona encargada está expuesta a tomar decisiones impropias que podrían conducir a un evento indeseable. Los resultados de un análisis de error humano son: Una lista de errores humanos ---



que podrían ocurrir durante las operaciones normales y de emergencia, una lista de factores que contribuyen a cometer errores y lista de recomendaciones propuestas para eliminar ó reducir dichos errores. La información que se requiere para realizar un análisis de error humano es la siguiente:

- Procedimientos de operación normal y de emergencia.
- Conocimiento del nivel de capacitación y adiestramiento a los empleados.
- Descripción de tareas y arreglo de los tableros de control y alarmas.

#### *2.1.2.4 Análisis What-if.*

El What-if es un método menos estructurado que el análisis HazOp. Debido a esta falta de estructuración, se requiere mayor experiencia por parte de las personas que lo aplican ó que sea aplicado por un grupo de personas con experiencia en la operación de la unidad de proceso en estudio, ya que de lo contrario se tienen omisiones importantes. El objetivo de un What-if es buscar consecuencias de posibles eventos no deseados y se aplica en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales. Este método requiere la siguiente información: Diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's) y procedimientos de operación. A continuación se muestra un ejemplo comparativo usando las técnicas HazOp y What-If.

#### *2.1.2.5 Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".*

El HazOp es una técnica que fue desarrollada para identificar riesgos y mejorar la operabilidad de una planta de procesos. Esta puede ser usada durante el diseño, modificación u operación de una instalación, usando una lista de palabras guías que en combinación con los parámetros de proceso producen la desviación de la inten----





ción del proceso, diseño u operación que puede ocurrir en un nodo de estudio. El principio del estudio HazOp es la suposición de que los problemas o riesgos de operación, aparecen como consecuencia de las desviaciones de las condiciones normales en una determinada etapa de la planta, este se puede aplicar en la etapa de diseño como si ya estuviera construida la instalación. Por último podemos decir que el HazOp es una forma estructurada del análisis What-If.

#### 2.1.2.6 Análisis de Árbol de Fallas

Es aplicable a sistemas formados por eventos que se pueden describir con lógica booleana (el evento ocurre o no) y es útil cuando

1. La falla del sistema es inaceptable socialmente.
2. La probabilidad de falla es muy pequeña.
3. No existe historia de falla del sistema.

#### 2.1.2.7 Análisis de Consecuencias

Los objetivos del AC son los siguientes:

1. identificar las posibles formas de progresión de eventos que involucren sustancias peligrosas;
2. Cuantificar la magnitud y alcance de sus efectos sobre las personas, el equipo y el ambiente.

### 2.2 Descripción concreta del método de selección de la mejor técnica

La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo no identificado no puede ser objeto de estudio y se vuelve un riesgo incontrolado. Una vez que el riesgo ha sido identificado este puede ser evaluado pa--



ra la toma de decisiones. Los métodos comparativos se basan en la experiencia acumulada, de varios años de las personas involucradas directamente con los procesos, los índices de riesgos, aunque no identifican peligros, específicos permiten señalar las áreas de mayor concentración de riesgos y determinar de acuerdo al nivel de riesgo encontrado, la necesidad o no de hacer un estudio mas profundo usando técnicas generalizadas como la técnica HazOp, Análisis de Árbol de Fallas (AAF) y el Análisis de Consecuencias (AC). Debido a que los métodos generalizados proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos y mejores resultados.

## *2.3 Descripción de las técnicas seleccionadas*

### *2.3.1 HazOp*

En este trabajo se utilizó el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp conocido por las siglas inglesas HazOp (**Hazard and Operability Analysis**), ha sido recomendado por la Oficina Internacional del Trabajo para realizar el análisis de riesgos en plantas industriales.<sup>(15)</sup>

*EL CONCEPTO DE ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE RIESGOS* se define como el proceso por el cual se realiza una valoración de los factores de riesgo que inciden en una determinada actividad. El primer paso que se ha de seguir consiste en la identificación de los posibles riesgos que puedan materializarse como consecuencia del desarrollo de una actividad empresarial.

#### *2.3.1.1 Riesgo*

El riesgo es la probabilidad de ocurrencia de un evento que involucra sustancias o condiciones peligrosas y cuyas consecuencias son indeseables.



Tiene por objeto la identificación del riesgo delimitando su contenido y alcance para diferenciarlo de otros riesgos. Se basa en la identificación específica de sus elementos característicos como son: el bien y el daño.

### **2.3.1.2 *Análisis de Riesgos***

Se tiene como objetivos, una vez definidos los riesgos, la determinación y cálculo de los criterios que nos facilitan la evaluación del riesgo. Como procedimiento a seguir se identificarán las variables específicas y se analizarán los factores obtenidos.

### **2.3.1.3 *Etapas del análisis de riesgos***

- A. Identificación del riesgo.
- B. Modelación de escenarios de riesgos.
- C. Jerarquización del riesgo.
- D. Evaluación del riesgo.

### **2.3.1.4 *Factores importantes para la elección del método***

- Antes de elegir un método se deben tomar en cuenta los siguientes factores:
- Fase de desarrollo de la planta o proceso.
- Propósito de evaluación.
- Nivel de consecuencia potencial.
- Complejidad del proceso de la planta.
- Familiaridad con los procedimientos.
- Información de datos requeridos.
- Tiempo y costos requeridos.



### **2.3.1.5. Formas de estudiar el análisis de riesgo**

1. Aquel que trata de identificar los riesgos y explicar sus causas, tratando al mismo tiempo de definir las posibles medidas que se tomen en cuenta para eliminar o reducir estos. Este es el caso del estudio de análisis HazOp.

2. Aquel que después de haber realizado lo anterior, trata de cuantificar la magnitud del riesgo a que esta sometido bajo determinadas condiciones de operación (estudio también denominado probabilístico de riesgos). Estos requieren del uso de modelos matemáticos de dispersión de gases, propagación de fuegos y explosiones, datos meteorológicos, etc.

### **2.3.1.6 Definición del objetivo HazOp**

El objetivo de realizar un Estudio HazOp, es identificar posibles eventos indeseados que resulten, en efectos a la salud del personal y la integridad de la instalación, y minimizar la posibilidad de ocurrencia de estos.

- Identificar los peligros potenciales.
  - \* Diseño de la planta.
  - \* Procedimientos.
- Documentación de la seguridad de las líneas y los equipos:  
Necesarias para modificaciones posteriores.
- Priorizar para análisis de riesgos posteriores.
- Crear la base para el programa de administración de riesgos.

Para cada nodo de estudio se define su función y para sus variables importantes del nodo se aplican las palabras guía, analizándose las causas/consecuencias de la desviación, las protecciones existentes, su efectividad y,



en su caso de considerarse necesario, se proponen acciones correctivas.

### **2.3.1.7 Documentación de resultados**

Para la documentación de los resultados se utiliza un formato que incluye la siguiente información:

1. Nombre del nodo (Sección).
2. Fecha en que se realizó el análisis.
3. Número consecutivo de la desviación.
4. Variable de estudio.
5. Palabra guía.
6. Desviación identificada mediante la combinación de la palabra guía.
7. Posibles causas de la desviación.
8. Posibles consecuencias de la desviación.
9. Protecciones con que cuenta el nodo para mitigar la posible desviación.
10. Recomendaciones.
11. Recopilación de la información y realización de un estudio HazOp.

Se realizó una recopilación de la información del proceso obteniéndose principalmente los siguientes documentos:

- Diagramas de flujo de proceso.
- Diagramas de tubería e instrumentación.
- Manual de operación.
- Registro de incidentes.



El método se desarrolla en sesiones de trabajo en grupo que procede de la siguiente forma: el encargado del grupo controla la discusión siguiendo determinada estrategia con la ayuda de descripción de circuitos y los diagramas que están incluidos dentro del mismo. Se selecciona la unidad de estudio y se le pide al grupo que opine sobre ésta explícitamente, entonces se aplica la palabra guía y comienza la discusión en grupo sobre las posibles desviaciones de la unidad analizada (que puede ser una línea, un tanque, un reactor etc.)

Las desviaciones se detectan al combinar las palabras guías y los parámetros del proceso, por ejemplo: no hay flujo de combustible.

Las causas potenciales de las desviaciones (una o varias), son analizadas y se definen sus consecuencias. Esta en sí, es la fase que constituye la parte creativa del método. Una vez identificadas las causas es más fácil planear medidas que tendrán el objetivo de mantener los parámetros de proceso dentro de los límites que exige su seguridad y operabilidad.

El método HazOp no sólo se utiliza para prevenir accidentes de trabajo, si no también para mejorar la operabilidad del sistema como tal.

### **2.3.1.8 Motivos que obligan a hacer un estudio HazOp**

1. Operación.
2. Modificaciones o adecuaciones a la planta.
3. Mejoras en el proceso de plantas existentes.
4. Después de un accidente o incidente.
5. Por requerimientos externos.



### 2.3.1.9 Requisitos necesarios para la elaboración de un estudio HazOp

- Documentación técnica actualizada.
- Llevarlo a cabo en un lugar cómodo, bien iluminado y ventilado.
- Grupo multidisciplinario.
- Registro de información (formatos, software).

### 2.3.1.10 Índice o número de riesgo

El índice o número de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad ó no del riesgo, ó bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones implementadas deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo. Las recomendaciones se clasificaron de la siguiente manera:

**TABLA 2.1 Matriz de riesgos  
GRAVEDAD**

	1	2	3	4	5
F R E C U E N C I A	1	2	3	4	5
1	1	2	3	4	5
2	2	4	6	8	10
3	3	6	9	12	15
4	4	8	12	16	20
5	5	10	15	20	25

**TABLA 2.2 Niveles de frecuencia y gravedad <sup>(5)</sup>**

<b>Frecuencia/probabilidad</b>	<b>Gravedad/consecuencias</b>
1. No más de una vez en la vida de la planta.	1. No tiene impacto en la planta, personal o 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 de una vez al año.	5. Daños fuera de la instalación.

### 2.3.2 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS <sup>(8, 11, 12, 15, 16)</sup>

Los métodos cuantitativos y modelos matemáticos de simulación, ayudan a los analistas y a la gerencia de la instalación industrial a determinar la importancia relativa de cada uno de los eventos no deseados identificados y esto permite la toma de decisiones sobre la inversión de recursos en forma más eficiente para la reducción de riesgos.

Para entender mejor lo que es un análisis de riesgos necesitamos entender algunos términos como son los siguientes:

**Consecuencias:** Son los efectos esperados en caso de que se produzca un incidente.

**Análisis de consecuencias:** El análisis supuesto se efectúa del resultado de incidentes que es independiente de frecuencia de probabilidad.





**Ambiente:** Son las condiciones que rodean al trabajador y a las cuales están expuestas.

**Accidente:** Es un hecho involuntario, no programado que se presenta en forma repentina, interrumpiendo un proceso, y que puede causar lesiones al hombre, daños a los bienes, propiedades, pérdidas económicas y de tiempo.

**Incidente/incidente:** Es un suceso no planeado que pone en peligro la seguridad del ser humano, ya sean empleados y/o miembros de la sociedad, la ecología, las utilidades y/o producción de la compañía y las instalaciones.<sup>(14)</sup>

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

**Gravedad:** Son las consecuencias dañosas que puede tener un accidente dentro de la planta. Su nivel se asigna con ayuda del equipo multidisciplinario.

**Temperatura de flash point:** La temperatura en la que un líquido es capaz de producir vapor suficientemente inflamable para encender.

**Temperatura de auto-ignición:** La temperatura más baja a la que una mezcla de combustible/oxidante encenderá espontáneamente.

**Límites de inflamabilidad:** El mínimo (límite inferior de inflamabilidad y un máximo (límite superior de inflamabilidad).

**Combustión:** Es una reacción química en la que se libera energía a partir de la oxidación de un material.



**Bola de fuego:** Se produce por la ignición inmediata de un escape instantáneo de gas combustible.

**Explosión:** Liberación súbita de gas a alta presión en el ambiente. El gas se expande para equilibrar su energía en el ambiente. El frente de la expansión lleva asociada una onda de presión, cuya componente principal es una onda de choque.

### ***2.3.2.1 Tipos de Explosiones***

Las explosiones dependen de una serie de factores como: temperatura ambiente, la presión atmosférica, la composición del material explosivo, las propiedades físicas del material explosivo, la cantidad de material involucrado etc. Las explosiones pueden ser detonaciones o deflagraciones y éstas se explican a continuación.

#### **Deflagración**

Es una reacción exotérmica que se propaga a través de los gases ardientes por conducción, convección y radiación a un material que todavía no a entrado en reacción. En este proceso la zona de combustión avanza a través de la materia a una velocidad inferior a la del sonido dentro de los materiales sin reaccionar.

#### **Detonación**

Es una reacción exotérmica caracterizada por la presencia de ondas de choque en el material que establece y mantiene la reacción.

La detonación se diferencia de la deflagración porque la zona de reacción se propaga a una velocidad mayor que la del sonido dentro del material sin reaccionar.



### **2.3.2.1 1 Forma en que se pueden presentar las explosiones**

1. Explosiones de nubes de vapor.
2. Explosiones confinadas.
3. Explosiones no confinadas.
4. Explosiones físicas.

#### **2.3.2.1.2 Explosión de Nube de Vapor**

Este tipo de explosión es la más peligrosa en una industria y es muy dañina.

#### **2.3.2.1.3 Explosión de nube de vapor confinada**

Las explosiones confinadas son las que ocurren en algún tipo de contenedor, con frecuencia las explosiones suelen ocurrir en un recipiente o en una tubería.

#### **2.3.2.1.4 Explosión de nube de vapor no confinada (UVCE)**

Se produce una nube de gas combustible de muy grandes dimensiones y su densidad es superior a la del aire, la masa de gas puede ejercer sobre sí misma un efecto de confinamiento similar a la de un recipiente. La ignición diferida da lugar a una deflagración. El confinamiento produce la acumulación de gases a alta presión, que da lugar a la explosión de nube de vapor no confinada.

Este tipo de explosión se considera peligrosa por la liberación de tóxicos y puede tener un daño potencial teórico enorme. Las explosiones de nubes de vapor no confinadas son destructivas y enormes pero lo peor es que puede en alguna distancia del punto de liberación de vapor abarcar un área más extensa.



**2.3.2.2 Tipos de escenarios que se pueden presentar debido a una fuga o derrame de una sustancia química inflamable son los siguientes:**

**2.3.2.2.1 Bola de fuego (Fireball)**

El fireball se produce cuando una sustancia inflamable es liberada de forma súbita de su contenedor y es encendida. El diámetro de la bola de fuego y la duración del fuego están en función de la cantidad de sustancia fugada.

Uno de los mayores riesgos sería la radiación térmica que se produce en segundos.

**2.3.2.2.2 Fuegos de charcos (Pool Fire)**

Son aquellos que ocurren cuando un equipo de proceso que contiene una sustancia química inflamable pierde contención y se derrama, se almacena en el suelo y se enciende. Cuando la sustancia es líquida y se encuentra almacenada a una temperatura menor a la de su temperatura normal de ebullición, se forma un charco en el suelo y si se derrama una sustancia que está almacenada a una temperatura mayor que la temperatura normal de ebullición. Una fracción del líquido se evapora y la fracción restante forma el charco en el suelo.

El peligro de este charco es la radiación térmica debido a las flamas generadas por el fuego.

**2.3.2.2.3 El Flash Fire**

Es la combustión no explosiva de una nube de vapor resultado de una fuga de una sustancia química inflamable en un espacio abierto. El riesgo más grande que puede existir es la radiación térmica y el contacto directo de la flama con los objetos y los seres humanos.



La combustión de la nube de vapor no dura más de unas décimas de segundo.

#### **2.3.2.2.4 Chorro de fuego (Jet Fire)**

Este se presenta cuando una sustancia inflamable es liberada de un recipiente (contenedor, tubería) sujeto a presión en forma de "jet" y es encendida. El peligro del chorro de fuego es la radiación térmica y depende de la distancia que alcance el "jet" y el tiempo de exposición.

#### **2.3.2.3 Ejemplos del uso del análisis de consecuencias.**

1. Determinación de la localización óptima de una instalación industrial o aceptabilidad de sitio.
2. Toma de decisiones en la preparación del plan de respuesta a emergencias.
3. Análisis comparativo de las opciones de diseño de los equipos.
4. Determinación de los parámetros de diseño de equipo.
5. Cumplimiento de estándares corporativos.

#### **2.3.2.4 Puntos importantes para la evaluación de consecuencias**

1. Existen distintos procesos físicos que podemos evaluar.
2. Cuando se analiza un caso específico este tiene subcasos que se relacionan con él.

#### **2.3.2.5 Elementos del fuego**

**Combustible:** Material que se va a quemar.

**Comburente:** Agente que mantiene la oxidación.



**Chispa o Calor.** Proporciona la temperatura suficiente para iniciar la reacción.

### **2.3.2.6 Causas, prevención y protección de las explosiones**

#### **2.3.2.6.1 Causas de las explosiones**

1. Cambios físicos o mecánicos, un ejemplo sería la ruptura de una caldera.
2. Cambios químicos, como la combustión de una mezcla aire y gas inflamable, así como la detonación de un explosivo.
3. Cambios atómicos

#### **2.3.2.6.2 Técnicas de prevención de incendios y explosiones**

1. Eliminación del aire.
2. Ventilación para impedir la acumulación de vapores dentro de los límites de inflamabilidad.
3. Eliminación de las fuentes de ignición.
4. Mantenimiento de líquidos en recipientes o sistemas cerrados.
5. Empleo de una atmósfera de gas inerte en lugar de aire.

#### **2.3.2.6.3 Protección contra explosiones**

1. Supresión automática de explosiones.
2. Arrestadores de flama.
3. Contención .
4. Reactores químicos con venteo.
5. Ductos de combustión con venteo.
6. Separación o alejamiento.
7. Recipientes para combustión con venteo.



## 8. Aislamiento automático.

### **2.3.2.7 Elementos que se obtienen del análisis de consecuencias**

- Los posibles radios de afectación fuera de las instalaciones correspondientes.
- La severidad de la afectación en los distintos radios.
- Las medidas de seguridad a implantar para prevenir los accidentes.
- El Programa de Emergencia Interno en caso de que ocurra un accidente.

### **2.3.2.8 Empleo de los radios de afectación**

Los radios de afectación se emplean para normar criterios que se consideran durante el proceso para la operación, saneamiento o creación de una planta de procesos industriales.

### **2.3.3 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS** (2, 5, 6, 8, 10, 16)

Una de las técnicas más poderosas para el estudio de la confiabilidad y el estudio probabilístico de la seguridad de los sistemas complejos es la proporcionada por los árboles de falla.

En este trabajo se utiliza la metodología para la construcción de árboles de falla o diagramas lógicos que muestra la interrelación de causas que llevan a un evento indeseable, con el fin de predecir las posibilidades de falla y la confiabilidad de equipos y sistemas.

El árbol de fallas es una técnica deductiva que emplea diagramas o gráficos tomando en cuenta el evento culminante y siguiendo una secuencia de fallas utilizando las probabilidades que se presenten y que puedan ocasionar un accidente.



Además identifica los riesgos que se encuentran asociados con la operación del sistema.

El árbol de fallas se desarrolló por Bell Telephone Laboratories, en el proyecto Polaris Missile, de la industria aeroespacial, de ahí pasó a mejorarse en la industria nuclear con el proyecto NUREG 0492, y de ahí ha pasado a utilizarse por las industrias químicas.

El árbol de fallas se utiliza para calcular las probabilidades de los índices de riesgos, cuando se estructura un modelo utilizando la teoría probabilística y el álgebra booleana.<sup>(4)</sup>. Existen diferentes fallas que pueden ocasionar el EC y estas se clasifican en tres tipos que son, fallas primaria, secundarias y terciarias y se describen en la tabla siguiente:

**Tabla 2.3** *Clasificación de las fallas de los equipos e instrumentos*

TIPO DE FALLA	SIGNIFICADO
Fallas primarias	Ocurren cuando el componente es incapaz de desempeñar la función para la cual fue diseñado.
Se divide en:	
Fallas de recipientes	Es cuando se derrama el contenido de un equipo cuando existe una ruptura o falla catastrófica del recipiente.
Fallas mecánicas	Aquí están incluidos los demás tipos de fallas por ejemplo: la ruptura de los rodamientos o una flecha.
Fallas secundarias	Estas fallas existen cuando hay operaciones que se encuentran fuera de las condiciones de diseño como son huracanes, inundaciones, terremotos.
Fallas de comando	Es causado cuando el equipo es dirigido a fallar.





Antes de comenzar a hablar de árboles de falla es necesario hacer algunas definiciones previas:

**Evento**: una ocurrencia que involucra el equipo o la acción humana, o un evento externo al sistema.

**Evento intermedio**: Un evento que propaga o mitiga el evento comenzado durante una sucesión de evento.

**Evento subdesarrollado**. Es un evento bajo que no se desarrolla porque la información y los datos históricos no son suficientes.

**Evento externo**: Evento considerado como riesgo natural como son las inundaciones, los tornados, la temperatura extrema, terremotos, etc.

**Puerta lógica**: Una relación entre la entrada de los eventos.

**Frecuencia**: Es el número de ocurrencias de un evento por la unidad de tiempo.

**Error**: Es el mal funcionamiento a causa de una falla que deja de ser si esta se corrige.

**Error humano**: Acciones por diseñadores, operadores o gerentes que pueden contribuir a producir un daño.

**Álgebra booleana**: Es una rama de la matemática que describe la conducta de funciones lineales de variables. Todos los árboles de fallas pueden convertirse a ecuaciones booleanas.



**Falla:** Se define como una disyunción de un componente que necesita ser separado para poder funcionar normal otra vez.

**Árbol de fallas:** Un método que representa las combinaciones lógicas de varios estados del sistema que llevan a un resultado particular

**Conjuntos mínimos:** Un término usado en AAF para describir la combinación más pequeña de un componente y los errores humanos que, si todos ocurren, causarán el EC.

**Probabilidad:** Es la expresión para la probabilidad de ocurrencia de un evento o una sucesión de evento durante un intervalo de tiempo o probabilidad de que falle, por definición, debe expresarse probabilidad como número que va de 0 a 1.

### ***2.3.3.1 Características de los árboles de falla***

- \* La capacidad de sus ramas se define por la probabilidad del flujo que ocurra en esa rama; es decir, la probabilidad de que ocurra un evento peligroso.
- \* Cada nodo del árbol tiene al menos dos ramas que conducen a él; pero solamente una sale de él.
- \* La capacidad de la rama que sale de algún nodo se puede determinar por alguna combinación lógica de las capacidades de todas las ramas que llegan a ese nodo.
- \* La herramienta que permite trabajar con la lógica binaria es el álgebra booleana.



### **2.3.3.2 Pasos para desarrollar un árbol de fallas**



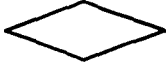


Antes de empezar a construir el árbol de fallas es importante tener un conocimiento profundo del funcionamiento del sistema. Para esto, el analista deberá recopilar y entender la información relacionada con este sistema. La metodología empleada en la elaboración de un análisis de árbol de fallas es la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

1. Identificar los sistemas de fallas que analizarán y se coloca este evento en la parte superior del árbol
2. Seguir al siguiente nivel del sistema, nivel subsistema e identificar las fallas de los subsistemas que pueden traer como consecuencia el evento que se encuentra en la parte superior del árbol.
3. Determinar la relación lógica entre los subsistemas de fallas que son requeridas para producir el evento de la parte superior.
4. Usar las compuertas "Y" u "O", seguir la estructura lógica que muestre la relación de los subsistemas de fallas que producen el nivel superior.
5. Realizar el siguiente subsistema mas abajo y realizarlo hasta que las fallas de los respectivos niveles han sido identificadas.
6. Seguir la estructura lógica indicada por las compuertas en el AF hasta que las probabilidades de los eventos superiores hayan sido calculadas.
7. Utilizar los conjunto mínimos para calcular la probabilidad del evento culminante.
8. Identificar las áreas que requieren de alguna acción correctiva.

El árbol de fallas es una herramienta gráfica de las relaciones entre fallas y un accidente específico. Ver en la tabla 2.4 lista de los símbolos estándares empleados en la construcción del árbol.



Tabla 2.4 Simbología utilizada para el árbol de fallas

Símbolo	Aplicación
	Sucesos Intermedios: Resultan de la interacción de otro suceso, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	Sucesos Básicos: Constituyen la base de la raíz del árbol. No necesitan desarrollo posterior en otros sucesos.
	Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.
	Puertas "O": Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas "Y": Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los signos de entrada para producir el proceso de salida.

### 2.3.3.3 Resolución del árbol de fallas

Un árbol ya resuelto proporciona información que nos servirá para obtener una frecuencia del incidente. Para cuantificar el AF podemos reducirlo mediante la aplicación del álgebra booleana. Con el desarrollo del álgebra booleana obtenemos los conjuntos mínimos que se puede reducir a un grupo de incidentes básicos.



Los Conjuntos mínimos son una técnica matemática que sirve para manipular la estructura lógica de un árbol de la falla y para identificar todas las combinaciones de eventos básicos que producen el EC. Se reducen estas combinaciones básicas, se identifican aquellos conjuntos mínimos que contienen los eventos necesarios y suficientes para causar el EC. La estructura lógica del árbol de fallas original se transforma matemáticamente y usando las reglas de álgebra booleana, es equivalente al árbol reducido, el proceso de la transformación también asegura que cualquier evento que aparece repetidamente en varias ramas del árbol fallas es considerado para los conjuntos mínimos. <sup>(17)</sup>

Las reglas Booleanas que se utilizan para calcular la probabilidad del EC son las siguientes:

**Tabla 2.5** *Álgebra booleana*

<b>Conmutativa:</b>	$A \cdot B = B \cdot A$ $A + B = B + A$
<b>Asociativa:</b>	$A \cdot (B \cdot C) = (A \cdot B) \cdot C$ $A + (B + C) = (A + B) + C$
<b>Distributiva</b>	$A \cdot (B + C) = A \cdot B + A \cdot C$ $A + (B \cdot C) = (A + B) \cdot (A + C)$
<b>Otras</b>	$A \cdot A = A$ $A \cdot (A + B) = A$ $0A = 0$ $1A = A$ $A + A = A$ $A + A \cdot B = A$ $0 + A = A$ $1 + A = 1$



Los análisis realizados con el estudio del árbol de fallas identifica los riesgos asociados con la operación de un sistema. El criterio utilizado para evaluar la probabilidad de ocurrencia de un evento en forma numérica junto con su equivalencia se presenta a continuación a fin de favorecer la interpretación de los valores numéricos indicados.

**Tabla 2.6 Criterio para evaluar las probabilidades**

<b>VALORES DE PROBABILIDAD</b>	
<b>Probabilidad</b>	<b>Equivalencia de la probabilidad</b>
$10^0$	Inminentemente (puede ocurrir en cualquier momento).
$10^{-1}$	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año).
$10^{-3}$	Probable. (ha ocurrido o puede ocurrir en un año).
$10^{-5}$	Poco probable (no se a presentado en 5 años).
$10^{-7}$	Muy probable (no se ha presentado en 10 años).
$10^{-9}$	No hay posibilidad de que ocurra el riesgo.

El análisis de árbol de fallas tiene diversas aplicaciones en la industria química. La aplicación más común se encuentra en el área de seguridad principalmente en el análisis de sistemas de control e interlocks. Este análisis puede ser usado durante el diseño, dentro de las modificaciones que se realizan en la planta, dentro de la operación normal y durante la investigación de accidentes.



## CAPÍTULO III CASO DE ESTUDIO





## Capítulo 3 Caso de estudio (Unidad recuperadora de vapores de una planta FCC (Craqueo Catalítico Fluidizado))

### 3.1 Selección del circuito

En el presente trabajo se dan los resultados del circuito de **UNIDAD RECUPERADORA DE VAPORES**, en donde se incorporaron DTI's, resultados del HazOp y las recomendaciones que se obtuvieron del análisis.

Los circuitos seleccionados fueron los siguientes:

**TABLA. 3.1** *Circuitos seleccionados para el análisis HazOp.*

<b>CIRCUITO 1</b>	Convertidor 1-D.
<b>CIRCUITO 2</b>	Fraccionadora 221-E.
<b>CIRCUITO 3</b>	<b>Unidad Recuperadora de Vapores (VRU).</b>
<b>CIRCUITO 4</b>	Circuito de LPG.
<b>CIRCUITO 5</b>	Circuito propano-propileno.
<b>CIRCUITO 6</b>	Circuito de aire al 1-D y gas de combustión de recuperación de finos.
<b>CIRCUITO 7</b>	Cabezal de desfogues.

La presente tesis es parte del proyecto de análisis de riesgos de una planta catalítica, por tal motivo sólo se presentan los resultados del análisis de riesgos del circuito 3 que corresponde a la Unidad Recuperadora de Vapores (VRU).





### 3.2 Descripción del circuito

#### Torre Fraccionadora Principal 1-E

Esta torre será modificada para recibir los vapores (nafta pesada y ligera) desde la nueva torre complementaria, 221-E. El empaque estructurado reemplaza los platos existentes del fraccionador principal para fraccionar la nafta pesada del ACL, se recomienda revisar el diagrama No.1.

Una corriente de nafta pesada es extraída por la línea 0-2018-4" a la torre 222-E y retorna a la 1-E por la línea 0-2019-6", la cual suministrará flexibilidad de mezclado para controlar el contenido de azufre en la mezcla de gasolinas producto. Acerca de la extracción de nafta pesada, el empaque estructurado reemplaza los existentes platos del fraccionador principal para fraccionar la nafta ligera de la nafta pesada.

Los vapores del domo del fraccionador principal salen por la línea 0-2603-48" se condensan primero en los nuevos aerocondensadores 261-C, por la línea 0-1120-48" entran a los enfriadores con agua 1-C5/C8, luego por la línea 0-2044-36" son enviados al tanque acumulador 3-F, donde finalmente se separa la corriente en tres fases: gas, hidrocarburos líquidos y agua amarga. El gas es enviado por la línea 0-1200-30" al tambor separador de líquidos de la Primera etapa 16-F.

Los hidrocarburos líquidos son bombeados (29-J/JA) al domo del fraccionador Principal como reflujo (línea 0-1132-6"), a control de temperatura con el TIC-15/FIC-42 y también al plato No. 4 del nuevo Absorbedor Primario 103-E, con las bombas 104-J/JA. El agua amarga se bombea (108-J/JA) al sistema auxiliar de agotamiento de agua amarga.



Del acumulador 3-F, del domo de la fraccionadora principal los vapores se envían por la línea 0-1200-30" al tambor de la primera etapa 16-F, al primer paso del compresor de gas 102-J.

El gas de descarga del primer paso del compresor se junta con el agua de lavado en la línea 0-2027-20" y se enfría en los condensadores de interetapa 27-C1/C2 y 127-C3/C4.

La corriente de salida de los condensadores (línea 0-2050-24") de interetapa fluye al tambor 15-FX de interfase del compresor y es separada en corrientes de gas, hidrocarburos líquidos y corrientes de agua amarga. Por medio de la línea 0-2051-24", el gas es enviado a través del tambor separador de la segunda etapa 17-F, posteriormente hacia la segunda etapa del compresor de gas. El hidrocarburo líquido es bombeado (14-JX/JAX) a la descarga de la segunda etapa del compresor, a control de nivel con el LIC-20. El flujo de agua amarga se envía al Sistema Auxiliar de Agotamiento de agua amarga.

Los vapores de descarga del compresor de gas (línea 0-1220-16") se unen con los hidrocarburos líquidos (línea 0-2030-3") del tambor 17-F de la segunda etapa de compresión, adicionando agua de lavado, el líquido del fondo del absorbedor primario (línea 0-1250-10") y los vapores del domo del agotador (línea 0-1248-14") se unen en la entrada del condensador de alta presión 9-C1/C4 y 109-C5/C8. La corriente de salida del condensador (línea 0-2034-20") es enviada al tambor separador de alta presión 104-F y es separado en las corrientes de gas, hidrocarburos líquidos y agua amarga.

El gas se alimenta por la línea 0-1240-14" al plato del fondo de la torre de agotamiento, 103-E. Los hidrocarburos líquidos son bombeados (113-J/JA) por la línea 0-2036-12", a control de nivel con el LIC-220. a la altura del plato número 30 del



absorbedor primario. El agua amarga se recircula como agua de lavado a la descarga de la primera etapa del Compresor del Gas.

El líquido del 3-F, acumulador del domo del fraccionador principal, 1-E y el líquido enfriado y recirculado del fondo de la 105-E torre debutanizadora son alimentaciones de aceite pobre a la Torre Absorbedor-Agotador 103-E.

La sección absorbadora de la torre 103-E, cuenta con platos de alta capacidad, de esta sección en el plato 13 por medio de la línea 0-3001-14" y plato 22 por la línea 0-3005-14", succionan las bombas 275-J/JA y 276 J los hidrocarburos líquidos para ser enfriados con agua en los interenfriadores 264-C y 265-C para ser descargados a los coalescedores 264-F y 265-F, Estas corrientes pobres de aceite que retornan a la zona de absorción (por las líneas 0-3004-10" y 0-3006-10" a control de nivel con el LIC-301 y LIC-302 respectivamente), sirven para absorber el LPG de la alimentación de gas.

Los vapores del domo del absorbedor son enviados por la línea 0-3620-10", al plato del fondo del Absorbedor Secundario 4-E.

EL Aceite Esponja Pobre enfriado del fraccionador 221-E se alimenta al Absorbedor secundario 4-E (parte alta de la cama empacada) para absorber la nafta y el LPG en la entrada de gas. Los vapores del domo del absorbedor secundario son enviados a través del tambor de gas de cola 14-F al sistema de tratamiento con DEA para separarle el H<sub>2</sub>S.

El aceite esponja rico extraído del plato del fondo del Absorbedor secundario es usado para enfriar el aceite esponja pobre (Intercambiador 11-C1/C2) y regresar al fraccionador principal por la línea de retorno de ACL.



La nueva torre agotadora (sección de agotamiento de la torre 103-E tiene platos de válvulas) es recalentado con vapor de media presión (10-C1) y un nuevo rehervidor en paralelo 110-C2. El nuevo rehervidor No. 2 del Absorbedor- Agotador (usa ACL como medio de calentamiento) para agotar etanos y gases de mas bajo punto de ebullición provenientes de la corriente de alimentación líquida de hidrocarburos de mayor punto de ebullición es precalentado contra el líquido del fondo de la Debutanizadora 105-E de 48 platos.

### 3.3 Criterios para seleccionar los nodos

El objetivo de esta etapa es seleccionar la instalación en unidades individuales de estudio llamado nodos. A partir del estudio de diseño, de la operación y del mantenimiento de la instalación, se tienen los elementos para generar un esquema de nodalización que emplea los siguientes criterios:

1. Los nodos se establecen a partir de la función que cumple el equipo (líneas de proceso, líneas de combustible, líneas de subproductos) y de dirección de flujo.
2. Un nodo puede incluir uno o varios equipos, individuales o compuestos, que en su conjunto cumplen una misión en el proceso o instalación.
3. Un nodo puede incluir uno o varios equipos, como los mencionados antes, que aunque no compartan una misión común, manejan variables de proceso que no varían en forma significativa.



### 3.4 Nodos seleccionados

La unidad recuperadora de vapores se dividió en siete nodos; los cuales fueron seleccionados por un cambio de propiedades de la carga o por equipos críticos o líneas críticas.

**Nodo: 1.** De la Torre Fraccionadora 1-E, Condensador 261-C, 1-C1/C8 y el Tanque Acumulador 3-F.

#### Desviaciones analizadas

- Alta presión.

**Nodo: 2.** Del Tanque Acumulador 3-F, Bombas 104-J, Absorbedor Agotador 103-E y su reboiler.

#### Desviaciones analizadas

- Menos flujo.
- No flujo.

**Nodo: 3.** Absorbedor-Agotador 103-E.

#### Desviaciones analizadas

- Más presión.
- Bajo nivel.
- Alto nivel.
- Alta temperatura.

**Nodo: 4.** Compresor 102-J.

#### Desviaciones analizadas



- Alta temperatura.
- Alta presión.
- Menos flujo.
- Mayor capacidad.
- Menor capacidad de succión.

**Nodo: 5. Tanque Acumulador 3-F**

Desviaciones analizadas

- Alto nivel.

**Nodo: 6. Torre Debutanizadora 105-E.**

Desviaciones analizadas

- Alta presión.
- Alto nivel.
- Alta temperatura.

**Nodo: 7. Torre Depropanizadora 6-E**

Desviaciones analizadas

- Alta presión.
- Baja Presión.
- Alta temperatura.
- Alto nivel en el fondo.
- Bajo nivel.

En la tabla 3.2 que se presenta a continuación se muestran las hojas del registro del HazOp.

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 5 y 7 de junio de 2001.

Nodo: 1. De la torre Fraccionadora 1-E, condensador 261-C, 1-C1/C8 y el tanque acumulador 3-F.

Diagramas: 205H, 205J

Producto: Vapores de HC, Gasolina, Agua amarga.

Desviación: Alta presión			LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
1.	1. Tubos de 1-C1 a C8 obstruidos.	1. Presionamiento de 3-F. 2. Alto nivel de en 16-F por arrastre excesivo de líquidos. 3. Alta temperatura del 3-F al 102-J.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Válvulas de relevo RV-1E1 a RV-1E9, RV-1CS1 a RV-1CS4, RV-16FA y RV-16FB. 2. LAL-14 y LAH-14, arranque y paro de 36-J. 3. Lógico 2006 por alto nivel, dispara el compresor 102-J. 4. PIC-15. 5. PIC-14 con válvulas PV-14 y XV-14A. 6. Tratamiento de agua de enfriamiento.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Asegurar que el tratamiento de agua de enfriamiento sea el adecuado (dentro de especificaciones).	B	
2.	2. Falla del compresor 102-J.	1. Aumento de presión en 16-F y en el separador del convertidor. 2. Descontrol en la operación de VRU. 3. Paro de planta.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Lógico 2006. 2. PIC-15. 3. PIC-14 con válvulas PV-14 y XV-14A. 4. Procedimientos de paro de emergencia.	1. Como 1 y 2 de la causa 1 2. Asegurar el suministro y dentro de especificaciones de los servicios al compresor 102-J (lubricación, vapor a la turbina, sistema de condensación). 3. Contar con el refaccionamiento adecuado del compresor para minimizar los tiempos de paro a falla del compresor.	B	
3.	3. Salida de productos muy calientes de 1-E y condensación deficiente en 1-C's.	1. Ídem a la causa 1 de alta presión. 2. Mayor incrustación en tubos de cambiadores 1-C's	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Ídem a la causa 1 de alta presión.	1. Ídem a la causa 1 de alta presión.	B	

57

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 de Junio de 2001.

Nodo: 2. Del tanque acumulador 3-F, bombas 104-J, absorbedor-agotador 103-E y su reboleo

Diagramas: 205J, 305A

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Menos flujo			LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
4.	1. Bloqueo del by-pass de la torre 103-E abierto.	1. Descontrol en el Absorbedor-agotador 103-E. 2. Envío de ligeros y alta presión en la torre 105-E. 3. Envío de LPG al cabezal de desfogues. 4. Fugas e incendio.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de capacitación anual a personal operativo. 2. LAL-303 en el absorbedor, TT-1-49 y PI-346. 3. LAL-22, TI-355 y PI-349 en el agotador. 4. RV-5E1 y RV-5E2.	1. Continuar aplicando el programa de capacitación anual a personal operativo. 2. Rotular válvula con la leyenda "no abrir". 3. Implementar técnica APP (Actividad de Prevención de Peligros).	B	
5.	2. Coladera de la bomba 104-J/JA parcialmente obstruidas.	1. Alto nivel en el acumulador 3-F. 2. Cavitación y daño en bomba 104-J/JA. 3. Fuga e incendio en sellos. 4. Paro de planta.	5 (2)	2 (2)	8 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a coladeras. 2. LIC-9 con alarma por alto nivel en 3-F. 3. PG-1065 y PG-1066 en la descarga de bombas. 4. Se tiene bomba de relevo.	1. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a coladeras de bombas. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B	
6.	3. Envío de gasolina a stop.	1. Baja producción de gasolinas y LPG. 2. Descontrol de planta en la sección de ligeros.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de capacitación anual a personal operativo. 2. LAL-303 en 103-E. 3. FIC-46 con alarma por bajo flujo.	1. Continuar aplicando el programa de capacitación anual a personal operativo. 2. Rotular válvula con la leyenda "no abrir esta válvula". 3. Implementar técnica APP (Actividad de Prevención de Peligros).	B	



Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 de Junio de 2001.

Nodo: 2. Del tanque acumulador 3-F, bombas 104-J, absorbedor-agotador 103-E y su reboileo

Diagramas: 205J, 305A

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: No flujo		LOI:			LOS:		LSS:	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
7.	1. Cierra MOV-205 por aterrizamiento en el cableado de control o por error humano accionando el botón ajustador.	1. Disparo de bombas 104-J/JA y 29-J/JA. 2. No hay alimentación en el absorbedor-agotador 103-E. 3. Alto nivel en 3-F. 4. Alta temperatura en torre 1-E. 5. Paro de planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de capacitación al personal operativo. 3. Lógico 2005. 4. LAH-9 y PI-218 y FIC-46 con alarma por bajo flujo. 5. LAL-301, LAL-302 y LAL-303 en absorbedor 103-E.	1. Continuar con el programa de capacitación al personal operativo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a válvulas motorizadas. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
8.	2. Falla la bomba 104-J/JA por engasamiento.	1. No hay alimentación en el absorbedor-agotador 103-E. 2. Alto nivel en 3-F. 3. Paro de planta.	5 (3)	2 (2)	8 (6)	1. Bomba de relevo. 2. LAH-9 y PI-218 y FIC-46 con alarma por bajo flujo. 3. LAL-301, LAL-302 y LAL-303 en absorbedor 103-E. 4. Procedimientos de operación.	1. Continuar cumpliendo con las condiciones de diseño en la operación de la planta. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a bombas. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B

59

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 y 26 de junio de 2001.

Nodo: 3. Absorbedor-Agotador 103-E.

Diagramas: 305A

Producto: Nafta y gases ligeros.

Desviación: Más presión

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
9.	1. Falla PIC-341 o PIC-339 y manda cerrar PV-341/PV-339.	1. El Compresor entra en surge. 2. Presionamiento del separador del 1-D. 3. Abre a desfuegos PIC-14/14A. 4. Contaminación ambiental por desfuegos.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PI-300 con alarma por alta presión PAH-300. 2. Directo de válvula automática. 3. Sistema antisurge del 102-J. 4. Válvula automática PV-14 y XV-14A. 5. RV-103E1/103E2.	1. Continuar con el programa de calibración y prueba a válvulas de seguridad. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Elaborar un procedimiento de emergencia para falla del PIC-341 o PIC-339.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 y 26 de junio de 2001.

Nodo: 3. Absorbedor-Agotador 103-E.

Diagramas: 305A

Producto: Nafta y gases ligeros.

Desviación: Bajo nivel

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
10.	1. Falla de la bomba 104-J/JA.	1. Descontrol en el perfil de la torre. 2. Aumento de la temperatura en el fondo de la torre. 3. Alto nivel en 3-F. 4. Arrastre de gasolina en agua amarga. 5. Paro de planta.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Aumento de recirculación de gasolina a producto. 2. Control en cascada PIC-16/TIC-76. 3. Alarma por alto nivel en el 3-F. 4. Bomba de relevo.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a bombas. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a coladeras de bombas. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
11.	2. Falla LIC-303, falsa señal.	1. Se inunda el separador 104-F. 2. Aumento de la temperatura del absorbedor.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Alarma de bajo nivel LAL-303. 2. LG-302. 3. TI-1-49. 4. LAH-208 en 104-F. 5. Programa de mantenimiento preventivo a transmisor LT-303.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
12.	3. Falla la bomba 113-J/JA.	1. Alto nivel en el separador 104-F. 2. Aumento de la temperatura del agotador. 3. No hay alimentación a la torre debutanizadora y descontrol en el perfil de temperatura y presión.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Control de nivel en 104-F, LIC-208 y LAH-208. 2. Bomba de relevo. 3. TIC-305 y TIC-76. 4. TIC-308 y TIC-312 en torre 105-E. 5. Programa de rotación de equipo dinámico.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de rotación de equipo dinámico. 3. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a equipo de bombeo.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 y 26 de junio de 2001.

Nodo: 3. Absorbedor-Agotador 103-E.

Diagramas: 305A

Producto: Nafta y gases ligeros.

Desviación: Bajo nivel			LOI:			LOS:	LSI:	LSS:
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
13.	4. Falla del LIC-22.	1. Aumento de la temperatura del agotador.  2. No hay alimentación a la torre debutanizadora y descontrol en el perfil de temperatura y presión.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. LAL-22, LG-303.  2. Programa de mantenimiento a instrumentos.  3. Ídem a 3 y 4 de causa 3.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 y 26 de junio de 2001.

Nodo: 3. Absorbedor-Agotador 103-E.

Diagramas: 305A

Producto: Nafta y gases ligeros.

Desviación: Alto nivel			LOI:			LOS:	LSI:	LSS:
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
14.	1. Falla en posición de cerrado la FV-305.	1. Disminución de la temperatura del fondo del agotador. 2. Aumento de la presión, temperatura y bajo nivel de 105-E. 3. Descontrol de operación en la sección de ligeros de la planta. 4. Aumento de presión en 103-E.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Directo de la válvula FV-305. 2. Alarma por alto nivel en el fondo del agotador, LAH-22. 3. PI-349, TI-355. 4. LG-303.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
15.	2. Falla en posición de cerrado la LV-303.	1. Disminución de la temperatura del fondo del absorbedor. 2. Descontrol de operación en la sección de ligeros de la planta. 3. Aumento de presión en 103-E. 4. Arrastre de gasolina a la torre 4-E.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. LAH-303. 2. Directo de la válvula automática LV-303. 3. PI-346. 4. Programa de mantenimiento preventivo a válvula automática.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con los programas anuales de capacitación al personal de operación.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 y 26 de junio de 2001.

Nodo: 3. Absorbedor-Agotador 103-E.

Diagramas: 305A

Producto: Nafta y gases ligeros.

Desviación: Alta temperatura			LOI:			LOS:	LSI:	LSS:
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
16.	1. Falla el PIC-16 y/o el TIC-76 y manda abrir la PV-16.	1. Alta temperatura en el agotador. 2. Alta presión en el agotador.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. TI-355. 2. PI-349. 3. RV-103E-2/103E-1. 4. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Para poder cumplir con el programa de mantenimiento es necesario procurar personal capacitado, materiales, herramientas y equipos de calibración adecuados.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 19 y 21 de junio de 2001.

Nodo: 4. Compresor 102-J.

Diagramas: 205K

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Alta temperatura

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
17.	1. Condensación inadecuada en condensadores 1-C1 al 1-C8.	1. Alimentación de carga más ligera al 1er. paso de compresión. 2. Aumenta la presión en de 16-F hasta el reactor. 3. El compresor entra en surge.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PIC-15 que controla presión de succión a través de la velocidad de la turbina. 2. Sistema antisurge de 102-J (FV-55). 3. PV-14 y XV-14A, que depresiona el sistema. 4. Programa de mantenimiento a cambiadores de calor y soloaires. 5. Control de tratamiento químico del agua. 6. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas e instrumentos. 7. Válvulas de seguridad 16-F/FA/FB y 1-E1 a 1-E9.	1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento a cambiadores de calor. 2. Mantener un control de tratamiento químico efectivo del agua de enfriamiento. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a bombas. 4. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a ventiladores de la torre de enfriamiento. 4. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 5. Asegurar en posición de abierto los bloqueos de PV-14 y XV-14A. 6. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad. 7. Instalar cuarto frío en el tablero local del sistema antisurge del 102-J para asegurar un óptimo funcionamiento.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 19 y 21 de junio de 2001.

Nodo: 4. Compresor 102-J.

Diagramas: 205K

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Alta temperatura

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
18.	2. Falla de soloaires 261-Cs.	1. Alimentación de carga más ligera al 1er. paso de compresión. 2. Aumenta la presión en de 16-F hasta el reactor. 3. El compresor entra en surge.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Idem a la causa 1 de alta temperatura. 2. Programa de mantenimiento preventivo a soloaires.	1. Idem a la causa 1 de alta temperatura. 2. Asegurar el refaccionamiento adecuado de los soloaires.	B
19.	3. Condensación inadecuada en condensadores 27-C1/C2 y 127-C3/C4.	1. El compresor entra en surge.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PIC-15 que controla presión de succión a través de la velocidad de la turbina. 2. Sistema antisurge de 102-J (FV-57). 3. Programa de mantenimiento a cambiadores de calor. 4. Control de tratamiento químico del agua. 5. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas e instrumentos. 7. Válvulas de seguridad 15-F.	1. Continuar con el programa de mantenimiento a cambiadores de calor. 2. Mantener un control de tratamiento químico efectivo del agua de enfriamiento. 3. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo de bombas y ventiladores de la torre de enfriamiento. 4. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas e instrumentos. 5. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad.	B



Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 19 y 21 de junio de 2001.

Nodo: 4. Compresor 102-J.

Diagramas: 205K

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Alta presión.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
20.	1. Deficiente condensación en el condensador de superficie 138-C por obstrucción en interior de tubos.	1. Pérdida de vacío en 138-C. 2. Operación inestable en compresor 102-J. 3. Mayor recirculación de gas (antisurge). 4. Aumento de presión en 16-F y circuito de fraccionamiento. 5. Disminución de producción.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PV-14 y XV-14A. 2. Sistema antisurge. 3. RV-16F/FA/FB. 4. RV-102J1/J2.	1. Continuar con el programa de mantenimiento a cambiadores de calor. 2. Mantener un control de tratamiento químico efectivo del agua de enfriamiento. 3. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo de bombas. 4. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a ventiladores de la torre de enfriamiento. 5. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control. 6. Asegurar en posición de abierto los bloqueos de PV-14 y XV-14A. 7. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad. 8. Instalar arreglos para retrolavado en línea, del condensador de superficie. 9. Implementar y cumplir programa de retrolavado.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 19 y 21 de junio de 2001.

Nodo: 4. Compresor 102-J.

Diagramas: 205K

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Alta presión.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
21.	2. Alto peso molecular en el gas.	1. El compresor disminuye su velocidad y se presiona el sistema. 2. Disminución de la presión diferencial en el separador-regenerador. 3. Disminución de carga.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Sistema antisurge del compresor 102-J. 2. PV-14 y XV-14A. 3. RV-16F/FA/FB. 4. PDI-118 y PDI-128. 5. TT-127/ZV-101.	1. Continuar con el programa de mantenimiento al compresor 102-J. 2. Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento a válvulas de control. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad. 4. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 19 y 21 de junio de 2001.

Nodo: 4. Compresor 102-J.

Diagramas: 205K

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Menos flujo.		LOI:			LOS:		LSI:	LSS:	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
22.	1. Alto peso molecular en el gas.	1. Operación inestable del compresor 102-J. 2. Posible daño en sellos del compresor. 3. Disparo del compresor. 4. Baja presión del separador de 1-D y alta diferencial en sep-reg.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Sistema antisurge del compresor 102-J. 2. PV-14 y XV-14A. 3. PIC-15 que controla la presión del separador 1-D.	1. Asegurar la especificación/calidad de la carga a la Unidad FCC.	B	

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 19 y 21 de junio de 2001.

Nodo: 4. Compresor 102-J.

Diagramas: 205K

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Mayor capacidad.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
23.	1. Bajo peso molecular en el gas.	1. Operación inestable del compresor 102-J. 2. Posible daño en sellos del compresor. 3. Disparo del compresor. 4. Baja presión del separador de 1-D y alta diferencial en sep-reg.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Sistema antisurge del compresor 102-J. 2. PV-14 y XV-14A. 3. PIC-15 que controla la presión del separador 1-D. 4. PDI-118.	1. Asegurar la especificación/calidad de la carga a la Unidad FCC.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 19 y 21 de junio de 2001.

Nodo: 4. Compresor 102-J.

Diagramas: 205K

Producto: Hidrocarburos ligeros.

Desviación: Menor capacidad de succión.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
24.	1. Alto peso molecular.	1. Operación inestable del compresor 102-J. 2. Posible daño en sellos del compresor. 3. Disparo del compresor. 4. Alta presión del separador de 1-D y baja diferencial en sep-reg.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Sistema antisurge del compresor 102-J. 2. PV-14 y XV-14A. 3. PIC-15 que controla la presión del separador 1-D. 4. PDI-127.	1. Asegurar la especificación/calidad de la carga a la Unidad FCC.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 de junio de 2001.

Nodo: 5. Tanque acumulador 3-F.

Diagramas: 205J

Producto: Hidrocarburos líquidos, gases y agua amarga.

Desviación: Alto nivel.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
25.	1. Alimentación continua de agua amarga del 17-F.	1. Alto nivel de agua amarga. 2. Se tira agua amarga al drenaje para mantener el nivel de la misma. 3. Contaminación ambiental por purgar agua amarga al drenaje. 4. Exposición del personal a elevadas concentraciones de H <sub>2</sub> S.	5 (3)	3 (3)	9 (7)	1. Bombas 108-J/JA y válvula LV-8. 2. Alarma de alto nivel de agua amarga en el LIC-8	1. No tirar agua amarga al drenaje, para evitar que se acumule en el mismo. Sulfhídrico y prevenir la contaminación ambiental. 2. Mantener el nivel de agua amarga en el 15-FX para evitar que se arrastre mucha al 17-F.	B
26.	2. Falla de la bomba 104-J/JA.	1. Arrastre excesivo de líquidos al 16-F. 2. Aumento de la temperatura en el domo del absorbedor del 103-E. 3. Arrastre de gasolina en agua amarga. 5. Paro de planta.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Alarma por alto nivel en el LIC-9. 2. Vidrio de nivel en campo. 3. Bomba de relevo 4. Programa de mantenimiento preventivo a bombas. 5. LI-14 con alarma de alto nivel en el 16-F 6. LAH-14, arranque automático y LAL-14, paro automático de la 36-J.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a bombas. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a coladeras de bombas. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 de junio de 2001.

Nodo: 5. Tanque acumulador 3-F.

Diagramas: 205J

Producto: Hidrocarburos líquidos, gases y agua amarga.

Desviación: Alto nivel.		LOI:			LOS:		LSI:		LSS:	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase		
27.	3. Taponamiento del filtro de succión de la 104-J.	1. Arrastre excesivo de líquidos al 16-F. 2. Aumento de la temperatura en el domo del absorbedor del 103-E. 3. Arrastre de gasolina en agua amarga. 5. Paro de planta.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Alarma por alto nivel en el LIC-9. 2. Vidrio de nivel en campo. 3. Bomba de relevo 4. Programa de mantenimiento preventivo a bombas. 5. LI-14 con alarma de alto nivel en el 16-F 6. LAH-14, arranque automático y LAL-14, paro automático de la 36-J.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a bombas. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a coladeras de bombas. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B		
28.	4. Falla y cierra la MOV-208.	1. Cavitación de la bomba 108-J/JA 2. Daño al sello mecánico de la bomba. 3. Fuga de agua amarga. 4. Contaminación. 5. Exposición del personal al ácido sulfhídrico.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvula motorizada, MOV-208. 2. Comunicación por radio entre los tableristas del bunker y el personal de campo para el paro de la bomba.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de la MOV-208.	B		

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 21 de junio de 2001.

Nodo: 5. Tanque acumulador 3-F.

Diagramas: 205J

Producto: Hidrocarburos líquidos, gases y agua amarga.

Desviación: Alto nivel.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
29.	5. Falla y cierra la MOV-205.	1. Idem a la causa 2. 2. Cavitación de la bomba 104-J/JA. 3. Daño al sello mecánico de la bomba. 4. Fuga de gasolina e incendio. 5. Paro de planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvula motorizada, MOV-205.  2. Comunicación por radio entre los tableristas del bunker y el personal de campo para el paro de la bomba.	Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de la MOV-205.	B



Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 6. Torre Debutanizadora 105-E.

Diagramas: 305D

Producto: Gasolina debutanizada y LPG.

Desviación: Alta presión

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
30.	1. Baja temperatura en el agotador de 103-E.	1. Envío de C1 y C2 a 105-E. 2. Descontrol en el perfil de la torre 105-E. 3. Descontrol en el circuito de LPG. 4. Fugas e incendio.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PI-347 2. TI-1-59, TI-307, y TIC-308 con alarma por baja temperatura. 3. Procedimientos de operación. 4. Sistema contra incendio.	1. Operar la torre 103-E en condiciones de diseño. 2. Continuar con el programa de mantenimiento a instrumentos. 3. Continuar aplicando los procedimientos de operación.	B
31.	2. Alta temperatura en el fondo de la torre 105-E por alimentación excesiva de fondos o ACL.	1. Descontrol en el perfil de la torre 105-E. 2. Descontrol en el circuito de LPG. 3. Fugas e incendio.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PI-347 2. TI-1-59, TI-307, y TIC-308 con alarma por alta temperatura. 3. Procedimientos de operación. 4. Sistema contra incendio.	1. Continuar con el programa de mantenimiento a instrumentos. 2. Continuar aplicando los procedimientos de operación.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 6. Torre Debutanizadora 105-E.

Diagramas: 305D

Producto: Gasolina debutanizada y LPG.

Desviación: Alto nivel.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
32.	1. Falla LIC-307.	1. Alta presión en torre. 2. Descontrol de perfil y baja temperatura en 105-E. 3. Envío de hidrocarburos al cabezal de desfuegos. 4. Contaminación ambiental.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. PI-347, TI-356 y TI-307. 2. TI-1-59 con TAH-1-59. 3. RV-5E1/E2. 4. LG-306. 5. Programa de mantenimiento a instrumentos.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de calibración y prueba de válvulas de relevo.	B
33.	2. Cierra MOV-300	1. Ídem a la causa 1 de alto nivel. 2. Paro de planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Ídem a la causa 1. 2. Procedimientos de emergencia. 3. Programa de capacitación y adiestramiento. 4. Procedimientos de operación.	1. Ídem a la causa 1. 2. Realizar simulacro para falla de la MOV-300. 3. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento.	B
34.	3. Bloqueo a la salida del reactor ME-V101 cerrado.	1. Alta presión en torre. 2. Descontrol de perfil y baja temperatura en 105-E. 3. Envío de hidrocarburos al cabezal de desfuegos. 4. Contaminación ambiental.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Ídem a la causa 1. 2. Válvula RV-MEV101.	1. Ídem a la causa 1. 2. Continuar con el programa de mantenimiento a la RV-ME101. 3. Elaborar un check list para asegurar que todas las válvulas del circuito de la 105-E al ME-V101y salida de gasolina estén alineadas.	B
35.	4. Falla del aire de instrumentos a la FV-850 y ésta cierra.	1. Ídem a la causa 3	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Ídem a la causa 3. 2. Directo de la FV-850.	1. Ídem a la causa 1. 2. Continuar con el programa de mantenimiento a válvula de control.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 6. Torre Debutanizadora 105-E.

Diagramas: 305D

Producto: Gasolina debutanizada y LPG.

Desviación: Alta temperatura.

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
36.	1. Alta temperatura en el fondo de la torre 105-E por alimentación excesiva de fondos o ACL.	1. Descontrol en el perfil de la torre 105-E. 2. Descontrol en el circuito de LPG. 3. Fugas e incendio.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PI-347 2. TI-1-59, TI-307, y TIC-308 con alarma por baja temperatura. 3. Procedimientos de operación. 4. Sistema contra incendio. 5. TI-1-59, TI-307, y TIC-308 con alarma por alta temperatura.	1. Continuar con el programa de mantenimiento a instrumentos. 2. Continuar aplicando los procedimientos de operación.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Alta presión			LOI:			LOS:	LSI:	LSS:
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
37.	1. Alto nivel en la torre 6-E y alimentación excesiva de vapor de baja presión para mantener temperatura.	1. Alta presión en la torre 6-E. 2. Relevo de las válvulas de seguridad RV-6E, RV-119CS1/CS2/CS3 y RV-6F y contaminación ambiental. 3. Arrastre de butano-butileno a la torre 16-E. 4. Pérdida de butano. 5. Posibles fugas en accesorios y conexiones. 6. Sale de operación la torre 6-E. 7. No hay carga de butano-butileno a MTBE.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Alarma por alto nivel LAH-28. 2. PAH-301. 3. Lógico de protección 3012. 4. Válvulas de seguridad RV-6E, RV-119CS1/CS2/CS3 y RV-6F. 5. LIC-28.	1. Mantener el control en nivel y la temperatura adecuada en el fondo de la torre 6-E. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Alta presión

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
38.	2. Alto reflujo a la torre.	1. Alta presión en la torre 6-E. 2. Relevo de las válvulas de seguridad RV-6E, RV-119CS1/CS2/CS3 y RV-6F y contaminación ambiental. 3. Arrastre de butano-butileno a la torre 16-E. 4. Pérdida de butano. 5. Posibles fugas en accesorios y conexiones. 6. Sale de operación la torre 6-E. 7. No hay carga de butano-butileno a MTBE.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Alarma por alto nivel LAH-28. 2. PAH-301. 3. Lógico de protección 3012. 4. Válvulas de seguridad RV-6E, RV-119CS1/CS2/CS3 y RV-6F. 5. LIC-28.	1. Consultar tablas de diseño continuamente para ajustes correspondientes a cambio de carga.	B

ESTA TESIS NO SALE DE LA BIBLIOTECA

64

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Alta presión			LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
39.	3. Condensación insuficiente en los 119-C1 a C6.	1. Alarma por alto nivel LAH-28. 2. PAH-301. 3. Lógico de protección 3012. 4. Válvulas de seguridad RV-6E, RV-119CS1/CS2/CS3 y RV-6F. 5. LIC-28.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Idem a la causa 1. 2. Programa de mantenimiento preventivo a condensadores.	1. Cumplir al 100% el programa de mantenimiento preventivo a condensadores (instalar ánodos de magnesio y aplicar recubrimiento epóxico o similar). 2. Control efectivo del tratamiento del agua de enfriamiento. 3. Revisar la metalurgia de los haces de condensadores para cambiarlos por el material adecuado. 4. Hacer retrolavado al 100% de los cambiadores ya que solo se hace de manera parcial.	A	
40.	4. Falla la PV-314 y ésta cierra.	1. Represionamiento de la torre. 2. Descontrol en la operación de la torre.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a la válvula PV-314. 2. RV-6E. 3. Lógico 3012.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad. 3. Continuar con el programa de revisión de lógicos de protección.	B	

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Baja Presión.		LOI: 16.5 Kg/Cm2		LOS: 18.5 Kg/Cm2		LSI: 16 Kg/Cm2		LSS: 19.5 Kg/Cm2	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
41.	1. Ruptura de tubos en cambiador 118-C2.	1. Contaminación de vapor y condensado con propano. 2. Relevo de propano a la atmósfera. 3. Posible explosión e incendio.	3 (2)	3 (3)	7 (6)	1. Programa institucional de reparación de plantas. 2. Detectores de explosividad.	1. Instalar bloqueos y válvulas de seguridad lado proceso en reboiler 118-C2. 2. Modificar válvula de seguridad RV-118C2 y conectarla a desfuegos. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a detectores de explosividad.	B	
42.	2. Ruptura de tubos en cambiador 18-C1.	1. Ídem a la causa 1.	3 (2)	3 (3)	7 (6)	1. Ídem a la causa 1.	1. Instalar bloqueos y válvulas de seguridad lado proceso en reboiler 18-C1. 2. Modificar válvula de seguridad RV-18-C1 y conectarla a desfuegos. 3. Instalar check en la línea de vapor antes de la válvula de relevo RV-18CT.	B	

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Baja Presión.			LOI: 16.5 Kg/Cm2		LOS: 18.5 Kg/Cm2		LSI: 16 Kg/Cm2		LSS: 19.5 Kg/Cm2	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase		
43.	3. Baja temperatura en el fondo de la torre.	1. Descontrol en perfil de la torre (presión y temperatura). 2. Baja la carga a la torre 16-E. 3. Butano butileno fuera de especificación. 4. Alto nivel	4 (4)	2 (2)	7 (7)	1. TIC-19 con alarma de baja temperatura. 2. TI-1-63 en el SCD. 3. Alarmas por baja presión PI-20.	1. Mantener el control en los perfiles de las torres 103-E y 105-E. 2. Asegurar el control de calidad de la carga (sodio menos de 12 ppm, vanadio menos de 18 ppm). 3. Asegurar que la micro actividad del catalizador se encuentre dentro del rango de 68 a 72 MAT. 4. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B		



Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Baja Presión.		LOI: 16.5 Kg/Cm2	LOS: 18.5 Kg/Cm2	LSI: 16 Kg/Cm2	LSS: 19.5 Kg/Cm2			
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
44.	4. Falla la válvula XV-300 o PV-21 en posición de cerrado..	1. Descontrol en perfil de la torre (presión y temperatura). 2. Baja la carga a la torre 16-E. 3. Butano butileno fuera de especificación. 4. Alto nivel	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento a válvulas de control (dos veces por año) 2. FI-72. 3. PIC-72 con alarma de baja presión. 4. PI-20 5. TI-1-66	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control.	B
45.	5. Falla la válvula XV-301 o PV-313 en posición de cerrado.	1. Ídem a la causa 4.	5 (3)	2 (2)	8	1. Programa de mantenimiento a válvulas de control (dos veces por año) 2. FI-314. 3. PI-20 4. TI-1-66	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
46.	6. Falla el PIC-314 y manda abrir la PV- 314.	1. Se depresiona la torre 6-E. 2. Baja la temperatura 3. Descontrol en la operación de la torre.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumento. 3. PI-20 4. TI-1-66	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	C

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Alta temperatura		LOI: 99.5 C			LOS: 100 C		LSI: 99 C	LSS: 99 C	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
47.	1. Entrada excesiva de vapor a cambiador 18-C1 por falla del transmisor TT-19 y manda abrir PV-21.	1. Alta presión. 2. Productos fuera de especificación. 3. Arrastre de productos del fondo al domo (butano-butileno). 4. Relevo de válvulas de seguridad RV-6E. 5. Contaminación ambiental.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.  2. Lógico 3012 que lleva a condiciones seguras a la torre.  3. PIC-21 con alarma de alta presión.  4. FI-72.	1. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B	
48.	2. Entrada excesiva de vapor a cambiador 118-C2 por falla del PIC-313 y manda abrir PV-313.	1. Ídem a la causa 1.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Ídem a la causa 1.	1. Ídem a la causa 1.	B	

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Alto nivel en el fondo			LOI: 80%			LOS: 85%	LSI: 70%	LSS: 90%
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
49.	1. Falla de LIC-28.	1. Productos fuera de especificación. 2. Baja presión en la torre. 3. Enfriamiento de la torre 6-E.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Alarma por alto nivel LAH-28 y LG-25. 3. PI-20. 4. TI-1-63	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
50.	2. Falla aire de instrumentos en FV-315 y se cierra.	1. Productos fuera de especificación. 2. Baja presión en la torre. 3. Enfriamiento de la torre 6-E.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Idem a la causa 1. 2. Directo de la válvula.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. En caso de presentarse esta falla operar por directo.	B
51.	3. Relación de reflujo muy alta por falla de aire de instrumentos a FV-316.	1. Alta presión. 2. Baja temperatura. 3. Productos fuera de especificación.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Idem a la causa 1. 2. Bloqueos laterales y directo de FV-316. 3. RV-6F, RV-6E, RV-119CS1/CS2/CS3.	1. Bloquear una válvula lateral de la FV-316 y controlar por directo. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el programa de prueba y calibración de válvulas de seguridad.	B

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Alto nivel en el fondo			LOI: 80%			LOS: 85%	LSI: 70%	LSS: 90%	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
52.	4. Alto nivel en el acumulador 106-F de reflujo.	1. Alta presión en la torre 6-E. 2. Baja temperatura. 3. Productos fuera de especificación. 4. Alto nivel en acumulador de carga 52-F a 16-E.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Alarma por alto nivel LAH-311. 2. PIC-316. 3. RV-6F, RV-6E, RV-119CS1/CS2/CS3. 4. Lógico 3012 que lleva a la torre a condiciones seguras.	1. Mantener las torres 103-E, 105-E y 6-E en condiciones normales de operación. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el programa de prueba y calibración de válvulas de seguridad.	B	

Tabla 3.2 Registro Hazop



Compañía: PEMEX Refinación

Area/proceso: VRU

Fecha: 28 de junio de 2001.

Nodo: 7. Torre Despropanizadora 6-E.

Diagramas: 305H

Producto: Propano-propileno y LPG.

Desviación: Bajo nivel.			LOI: 80%			LOS: 85%	LSI: 70%	LSS: 90%	
Escenario	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase	
53.	1. Se alinea bypass de 4" hacia la salida de producto de 16-E.	1. Contaminación de producto con propano con butano butileno. 2. Alta temperatura y alta presión en la torre.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de adiestramiento y capacitación.	1. Rotular válvula de bypass con leyenda de "no abrir, solo con autorización del supervisor e ingeniero de operación".	B	
54.	2. Falla y cierra FV-311.	1. No hay carga a la torre 6-E. 2. Presionamiento en la línea de descarga de las bombas 116-J/JA. 3. Alta temperatura y alta presión en la torre.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control. 2. Directo de la válvula FV-311. 3. LAL-28. 4. RV-6F, RV-6E, MAMRV-119CS1/CS2/CS3. 5. Lógico 3012. 6. RV-6E.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de prueba y calibración de válvulas de seguridad.	B	
55.	3. Falla de la bomba 116-J/JA.	1. No hay carga a la torre 6-E. 2. Alta temperatura y alta presión en la torre con posterior enfriamiento por el cierre de vapor a los rehervidores. 3. Alto nivel y alta presión en el tanque 13-F.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Bomba de relevo. 2. Bypass con TV-315. 3. Programa de mantenimiento preventivo a bombas. 4. PI-310. 5. PG-312 y PG-313. 6. LAL-26 en el 13-F.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a bombas. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B	



### 3.5 Resultados del análisis del árbol de fallas (AAF)

Se decidió hacer AAF debido a las grandes pérdidas que se presentan a menudo en la industria como son errores en el diseño de las plantas, como por fallas posteriores, e inclusive por el manejo inadecuado de las mismas para que se trabaje en un sistema confiable para la seguridad del proceso y la propia industria y así tener como resultado una serie de recomendaciones que prevengan las fallas posibles del sistema.

Para poder obtener resultados en el AAF se identificaron todas las posibles causas que pudieran conducir a un evento indeseable. El EC denota un cambio dinámico que le ocurre a un elemento. Los elementos del sistema incluyen el equipo, la operación, condiciones ambientales, factores humanos etc.

La estructura lógica de un árbol de fallas fue expresada en términos del álgebra booleana, el EC que se tomó fue INCENDIO EN LA BOMBA 115-J/JA, en donde las principales causas que pueden dar origen al incendio son: fuga de material inflamable y punto de ignición.

Con los conjuntos mínimos se creó un AF en donde se obtuvo una probabilidad de EC para el árbol reducido  $0.84 \times 10^{-3}$

Las recomendaciones obtenidas por el AAF se encuentran en resumen de las recomendaciones del HazOp en el Capítulo 4.



### 3.6 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

El escenario seleccionado fue la fuga de gas L.P. por sellos mecánicos de la bomba 115-J/JA, donde se modeló un riesgo de incendio y explosión de una nube de vapor no confinada de gas L.P.

El modelo de explosión de una nube de vapor no confinada produce daños a diferentes distancias de acuerdo a una presión dada.

#### 3.6.1 Descripción de Escenarios

El tipo de escenario fue una fuga por los sellos mecánicos de la bomba 115-J/JA, esto puede ocasionar la explosión de una nube de Gas L.P. y puede tener efectos de una onda de presión en la mezcla que no ha reaccionado, estas ondas generalmente se propagan a la velocidad local del sonido. Si la velocidad de frente de reacción es suficientemente alta se producirá una superposición frontal de ondas generando ondas de choque. Por lo que se utilizó el modelo de riesgos de incendio y explosión de una nube de Gas L.P. no confinada. La extensión de una flama cuando se quema una nube de vapor depende, en gran parte de la estructura molecular del vapor que esta siendo quemado. El tamaño de una nube de vapor depende de los siguientes factores: la velocidad y el tiempo.

#### 3.6.2 Resultados del análisis de consecuencias

Existen suposiciones relacionadas con el proceso que permite efectuar predicciones de daños provocados por la explosión de la nube por fuga de Gas L.P. destacando las siguientes:



\* El material fugado se vaporiza en forma instantánea formándose inmediatamente la nube; la vaporización y formación de la nube se efectúa de acuerdo con las propiedades termodinámicas antes de producirse la fuga.

\* El calor de combustión del material se transforma a un equivalente en peso de TNT cuyo calor de combustión es 1830 Btu/lb.

\* Una vez que se produce la explosión, se genera una serie de ondas de choque de tal modo que las ondas de mayor presión se sitúan formando un elipse cerca del centro de la nube y las de menor presión se sitúan formando elipses de diámetros mayores.

\* El modelo matemático para la simulación de una explosión de una nube de vapor o gas inflamable, involucra el cálculo para determinar un potencial explosivo aproximado de sustancias empleadas en la industria.

Existen en el mercado un gran número de paquetes de software que sirven para realizar el análisis de consecuencias y análisis de riesgos. Estos sistemas por lo regular cubren uno o más de los siguientes aspectos:

1. Estimación de las fugas.
2. Dispersión de gases y vapores en la atmósfera.
3. Efectos de fuego y explosiones.
4. Evaluación de riesgos.
5. Planeación de programas de emergencias.

En las evaluaciones obtenidas con estos paquetes, se trata de determinar la incidencia que pudieran tener las emisiones de contaminantes, ya sea a causa de un incendio, explosión, derrames, fugas o por la operación del proceso en sí, sobre el entorno.





Para obtener datos relacionados con la nube podemos utilizar el programa Phast que nos permite obtener datos como son los que se presentan continuación:

### **Datos requeridos por el Phast**

#### **DATOS UTILIZADOS PARA LA FUGA DE GAS L.P. POR SELLOS MECÁNICOS EN LA BOMBA 115-J/JA**

##### **Modelo del jet fire**

Duración máxima de exposición	20.00	s
Elevación	0.50	m
Fracción del líquido	0.59	fracción
Cantidad descargada	3.53	kg/s
Poder de emisión de la flama	45.85	kW/m <sup>2</sup>
Radio de expansión	0.03	m
Altura de la flama	46.27	m
Velocidad del jet	223.56	m/s

##### **Radiación Elipse**

Duración de exposición	20.00	s
------------------------	-------	---

##### **Cantidades calculadas**

<b>Nivel de radiación</b>	<b>4.00</b>	<b>kW/m<sup>2</sup></b>
---------------------------	-------------	-------------------------

Total de radiación recibida	80.00	kJ/m <sup>2</sup>
Distancia	65.68	m
Área de afectación	2'965.86	m <sup>2</sup>

<b>Nivel de radiación:</b>	<b>12.50</b>	<b>kW/m<sup>2</sup></b>
----------------------------	--------------	-------------------------

Total de radiación recibida	250.00	kJ/m <sup>2</sup>
Distancia	56.17	m
Área de afectación	1'080.84	m <sup>2</sup>



<b>Nivel de radiación:</b>	<b>37.50</b>	<b>kW/m<sup>2</sup></b>
Total Radiación recibida	750.00	kJ/m <sup>2</sup>
Distancia	48.72	m
Área de afectación	519.45	m <sup>2</sup>

El nivel de radiación encontrada en el elipse más pequeño es de 37.5 kW/m<sup>2</sup>, en esta zona podrían darse las quemaduras de primer grado porque la radiación es mucho mayor, el elipse siguiente nos muestra una radiación de 12.5 kW/m<sup>2</sup> y en el elipse más grande la radiación es más pequeña del orden de 4 kW/m<sup>2</sup> (Ver diagrama no.9).

Los incendios pueden provocar quemaduras de diverso grado de severidad, como resultado de la exposición a radiaciones térmicas, cuya magnitud depende de la intensidad de calor y del tiempo que dure la exposición. La muerte de los individuos expuestos a un incendio puede producirse, además, como consecuencia de la disminución de oxígeno de la atmósfera al consumirse durante el proceso de combustión, aunado a lo cual pueden ocurrir intoxicaciones por exposición a gases tóxicos generados en el proceso de combustión de los materiales.

### **DATOS CONSIDERADOS PARA LAS ONDAS DE PRESIÓN**

Material: LPG

Flujo másico: 1059 Kg

Mínima distancia de interés: 20 m

Máxima distancia de interés: 300 m

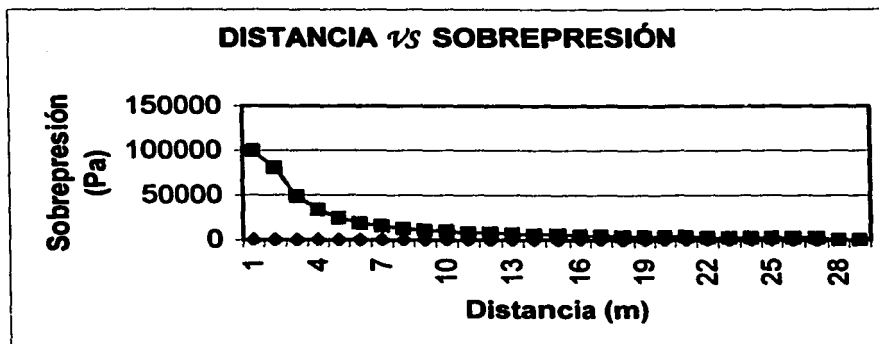
Intervalo de interés: 10 m



**Resultados arrojados por el Phast**

<b>Distancia (m)</b>	<b>Sobrepresión (Pa)</b>
20	100000
30	81000
40	49000
50	34000
60	25000
70	19000
80	16000
90	13000
100	11000
110	10000
120	8000
130	8000
140	7000
150	6000
160	6000
170	5000
180	5000
190	4000
200	4000
210	4000
220	4000
230	3000
240	3000
250	3000
260	3000
270	3000
280	3000
290	200
300	200

**A continuación se presenta la tendencia que muestra las ondas de sobrepresión.**



La máxima presión la podemos encontrar en la circunferencia más pequeña que tiene una presión de 20680 Pa y la circunferencia más grande tiene una presión mucho menor que es 2068 Pa, se recomienda ver diagrama No. 8 de ondas de sobrepresión.

Una explosión ocasiona ondas de sobrepresión que pueden ocasionar la muerte o lesiones a individuos que se encuentren en el radio de afectación, puede ocasionar daños a los edificios, al colapsar muros y romper ventanas. Las explosiones de nubes de vapor pueden tener consecuencias desastrosas.

Cuando utilizamos un modelo en este caso el de UVCE se pueden obtener daños producidos dentro de las instalaciones de la planta y algunos efectos son los que se presentan a continuación:



Tabla 3.3 Efectos de una explosión de nube de vapor no confinada

DISTANCIA DE LA EXPLOSIÓN		DAÑOS PRODUCIDOS
Presión (Pa)	Altura (m)	
3447	230	Rotura de ventanas y medidores en cuarto de control. Falla de mamparas en torre de enfriamiento. En la guía para la elaboración del estudio de riesgo la INE define a ésta zona como zona de amortiguamiento.
6894	7000	Colectores dañados por colapso del techo en cuarto de control. En la guía para la elaboración del estudio de riesgo la INE define a ésta zona como zona de alto riesgo.
13789	13000	Fractura de ladrillos en calentadores. Rotura de ventanas y medidores en reactor químico.
20684	25000	Líneas de fuerza dañadas y controles dañados en cubículo de instrumentos. En tanque de almacenamiento el equipo se levanta (llenado al 50%).
34473	34000	Destrucción de calentadores. Marcos colapsados de regeneradores. Daños por proyecciones de partículas en motores eléctricos.
48263	49000	Destrucción de columnas fraccionadoras. Daños en las partes internas del Reactor.
68947	81000	Destrucción en: transformadores eléctricos, ventiladores, reguladores de gas. Movimientos de cimientos en las columnas de extracción.
137893	100000	Colapso del techo en tanques de almacenamiento.



Los efectos que puede tener la explosión de gas L.P. por fuga en sellos mecánicos de la bomba 115-J/JA son los siguientes:

Muerte y destrucción total a una distancia de 2.3 m de la explosión y se puede considerar como zona de amortiguamiento a una distancia de 28 m, esto para definir zonas seguras en caso de este tipo de fugas.

**NOTA:** Se consideró un diámetro de la fuga de 0.5" y un valor de  $K=1$ , esto sería en el peor de los escenarios.

*Tabla 3.4 Perfil de concentración de la nube*

<b>Material</b>	Material identificado Presión de descarga Temperatura de descarga	LPG 2166000 Pa 314.15 K
<b>Escenario</b>	Tipo de evento Fase Diámetro de la fuga Altura del tanque	Fuga Líquida 0.0127 m 5.6 m
<b>Dirección</b>	Dirección de la fuga	Horizontal
<b>Parámetros de descarga</b>	Altura de la fuga	0.5 m

El punto en el que se empieza a formar la nube se encuentra a una distancia de 4.58 m y a una altura de la nube de 0.097 m en dirección del viento y para 201 m tenemos una concentración de 9276 ppm y la máxima concentración se encuentra 63 m<sup>2</sup> con una concentración de 1.85 ppm., estas concentraciones son demasiado altas por lo que podrían causar la muerte.



Los riesgos de un accidente mayor en el que se liberen concentraciones elevadas de sustancias tóxicas, guardan relación con una exposición aguda durante e inmediatamente después del accidente, más que con una exposición de larga duración. La magnitud de los efectos de la exposición a nubes tóxicas, depende de las concentraciones que alcancen las sustancias contenidas en ellas y de la duración de la exposición.



## CAPÍTULO IV CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES







## Capítulo 4 Conclusiones y recomendaciones

### 4.1 Clasificación de las recomendaciones

La clasificación de las recomendaciones se da de acuerdo al nivel de riesgos encontrado y se puede obtener de la matriz de riesgos y su clasificación es la siguiente:

**Clase A:** Las recomendaciones de la clase A tienen alta prioridad. Esto significa que es necesaria una acción inmediata para mitigar la ocurrencia del accidente ó su consecuencia. De acuerdo con la matriz de riesgos que aquí se presenta, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo 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 y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo, para que con base a esto se tome la decisión de "aceptar ó no el riesgo". De acuerdo con la matriz de riesgos que aquí se presenta, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 4 a 7.

**Clase C:** Las recomendaciones de la clase C tienen baja prioridad. Esto 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 riesgo de 1 a 3.



## 4.2 Resumen de las recomendaciones del HazOp

Del análisis HazOp realizado en la Planta Catalítica, por especialistas del área, se obtuvo como resultado una serie de recomendaciones, las cuales se presentan a continuación, en orden jerárquico, los escenarios en los cuales están fundamentados están numerados y se sugiere revisar las hojas de las sesiones HazOp si se desea saber cual es el escenario.

Nivel	Recomendación	Escenario
A	1. Cumplir al 100% el programa de mantenimiento preventivo a condensadores (instalar ánodos de magnesio y aplicar recubrimiento epóxico o similar).	17, 39
A	2. Revisar la metalurgia de los haces de condensadores para cambiarlos por el material adecuado.	39
A	3. Hacer retrolavado al 100% de los cambiadores ya que sólo se hace de manera parcial.	39
B	4. No tirar agua amarga al drenaje, para evitar que se acumule en el mismo ác. sulfhídrico y prevenir la contaminación ambiental.	25
B	5. Mantener el nivel de agua amarga en el 15-FX para evitar que se arrastre mucha al 17-F.	25
B	6. Mantener el control en los perfiles de las torres 103-E y 105-E.	43
B	7. Asegurar el control de calidad de la carga (sodio menos de 12 ppm, vanadio menos de 18 ppm).	22, 23, 43



Nivel	Descripción	Puntaje
B	8. Asegurar que la micro actividad del catalizador se encuentre dentro del rango de 68 a 72 MAT.	43
B	9. Consultar tablas de diseño continuamente para ajustes correspondientes a cambio de carga.	38
B	10. Mantener el control en nivel y la temperatura adecuada en el fondo de la torre 6-E.	37
B	11. Mantener las torres 103-E, 105-E y 6-E en condiciones normales de operación.	52
B	12. Operar la torre 103-E en condiciones de diseño.	30
B	13. Mantener un control de tratamiento químico efectivo del agua de enfriamiento.	1, 17, 19, 20, 39
B	14. Asegurar en posición de abierto los bloqueos de PV-14 y XV-14A.	20
B	15. Instalar arreglos para retrolavado en línea, del condensador de superficie.	20
B	16. Implementar y cumplir programa de retrolavado.	20
B	17. Asegurar la especificación/calidad de la carga a la Unidad FCC.	24
B	18. Elaborar un check list para asegurar que todas las válvulas del circuito de la 105-E al ME-V101 y salida de gasolina estén alineadas.	39



Nivel	Recomendación	Horas
B	19. Instalar bloqueos y válvulas de seguridad lado proceso en rehervidor 118-C2.	41
B	20. Modificar válvula de seguridad RV-118C2 y conectarla a desfuegos.	41
B	21. Instalar bloqueos y válvulas de seguridad lado proceso en rehervidor 18-C1.	42
B	22. Modificar válvula de seguridad RV-18-C1 y conectarla a desfuegos.	42
B	23. Instalar check en la línea de vapor antes de la válvula de relevo RV-18CT.	2
B	24. Asegurar el suministro y dentro de especificaciones de los servicios al compresor 102-J (lubricación, vapor a la turbina, sistema de condensación).	2
B	25. Contar con el refaccionamiento adecuado del compresor para minimizar los tiempos de paro a falla del compresor.	73
B	26. Asegurar en posición de abierto los bloqueos de PV-14 y XV-14A.	17
B	27. Instalar cuarto frío en el tablero local del sistema antisurge del 102-J para asegurar un óptimo funcionamiento.	17



<b>Nivel</b>	<b>Recomendación</b>	<b>Escenario</b>
<b>B</b>	28. Elaborar un procedimiento de emergencia para falla del PIC-341 o PIC-339.	9
<b>B</b>	29. Cumplir con el programa de mantenimiento de bombas y ventiladores de la torre de enfriamiento 1601-T.	19
<b>B</b>	30. En caso de falla de FV-315 operar por directo.	50
<b>B</b>	31. Realizar simulacro para falla de la MOV-300.	33
<b>B</b>	32. Bloquear una válvula lateral de la FV-316 y controlar por directo.	53
<b>B</b>	33. Rotular válvula de bypass con leyenda de "no abrir, solo con autorización del supervisor e ingeniero de operación".	16
<b>B</b>	34. Para poder cumplir con el programa de mantenimiento es necesario procurar personal capacitado, materiales, herramientas y equipos de	18
<b>B</b>	35. Asegurar el refaccionamiento adecuado de los soloaires.	89
<b>B</b>	36. Rotular válvula con la leyenda "no abrir".	4
<b>B</b>	37. Implementar técnica APP (Actividad de Prevención de Peligros).	4, 6
<b>B</b>	38. Rotular válvula con la leyenda "no abrir esta válvula".	6



### 4.3 Jerarquización de las recomendaciones

Recomendación	Escala
1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a ventiladores de la torre de enfriamiento.	17, 20
2. Continuar cumpliendo con las condiciones de diseño en la operación de la planta.	8
3. Continuar con el programa de mantenimiento a la RV-ME101	34
4. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al compresor 102-J y a su sistema de control.	21
5. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de la MOV-208.	28
6. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de la MOV-205.	29
7. Mantener capacitación continua al personal de operación.	4, 6, 7, 15
8. Continuar con el mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad.	1, 9, 17, 19, 20, 21



<i>Resultados</i>	<i>Resultados</i>
9. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de lógicos de protección, válvulas y instrumentos.	37, 43, 17, 8, 20, 31, 49, 1, 11, 12, 13, 107, 44, 54, 55, 47, 21, 19, 9, 10, 14, 5, 7, 46, 35, 32, 51, 40, 50, 16
10. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento realizando una evaluación periódica.	13, 104, 155, 177
11. Continuar con el programa de mantenimiento, prueba y calibración de válvulas de seguridad.	33
12. Continuar aplicando los procedimientos de operación.	30, 31, 36
13. Continuar con el programa de mantenimiento a cambiadores de calor.	19, 20
14. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo de bombas.	20, 10, 8, 26, 27, 17, 12, , 55, 5
15. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas motorizadas	7



#### 4.4 Resultados del análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias

Del resultado obtenido de los análisis de árbol de fallas y consecuencias en un escenario donde se presenta una explosión de nube de vapor no confinada ocasionada por la fuga de Gas L.P en los sellos de la bomba 115-J/JA se obtuvo una lista de recomendaciones que servirán para reducir los efectos ocasionados por la fuga de Gas L.P. y para ello deberán tomarse en cuenta las siguientes recomendaciones.

ESCENARIO	RECOMENDACIÓN
<b>Fuga de Gas L.P. en los sellos de la bomba 115-J/JA</b>	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de la bomba 115-J/JA</li><li>2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.</li><li>3. Continuar cumpliendo con el programa de rotación de equipo.</li><li>4. Continuar aplicando los procedimientos de operación.</li></ol>





## 4.5 Conclusiones

Como resultado del análisis de riesgos se obtuvieron 3 recomendaciones tipo "A" lo que significa que se deberá tomar una acción inmediata, 35 del tipo "B" en donde la acción posiblemente se daría en caso de un riesgo no tan probable pero peligroso, aunque no sean tan grandes sus consecuencias y una tipo "C" en donde si se realiza la acción se podría mejorar la seguridad en la planta. Con ello se puede concluir que el HazOp es un ejemplo claro de sistematización y formalización de criterios y experiencia de grupos multidisciplinarios.

El análisis de consecuencias ayudó a determinar los radios de afectación que obligan a las gerencias y encargados de seguridad industrial a elaborar programas para prevenir desastres catastróficos.

Para la correcta evaluación y determinación de los radios de afectación se cubrió los efectos del accidente máximo creíble también conocido como daño máximo catastrófico.

El objetivo de aplicar el análisis de consecuencias fue determinar la magnitud de los diámetros asociados a las ondas de presión y los daños producidos en las instalaciones.

Para solucionar el problema de la fuga de Gas L.P. se realizaron programas de seguridad diseñado bajo los criterios de los radios de afectación generados por la explosión de una nube de vapor no confinada y se contempló todo un conjunto de actividades preventivas, correctivas y predictivas.



Con el AAF se pudo hacer una evaluación de diseño de equipos, establecimiento de políticas de mantenimiento preventivo. Realización de programas de capacitación y adiestramiento así como la aplicación de los procedimientos de operación.

Si se lleva a cabo el plan de trabajo se puede asegurar que la protección al personal, a la planta y sobre todo al ambiente será eficiente. Es por ello que se recomienda realizar un análisis de riesgos periódicamente para prolongar la vida útil de la planta.



## APÉNDICE





## **APÉNDICE A**

### **Descripción de una planta de desintegración catalítica en fase fluida**

Se va a describir una planta que recientemente fue modernizada y ampliada de 40,000 a 65,000 bpd de una mezcla de gasóleos y producir un gas de cola desulfurado hacia un sistema de gas combustible, gas ácido para recuperación de azufre, propano, propileno, mezcla de C3/C4 LPG, butanos-butenos, LPG, corriente de naftas (gasolinas) ligera y pesada, ACL y ACP. La planta esta dividida en diferentes secciones que son: convertidor catalítico, sistema del fraccionador, 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 mezclas 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.

## **APÉNDICE B**

### **Química del proceso y variables de operación**

#### ***QUÍMICA DEL PROCESO***

La desintegración catalítica en fase fluida es un proceso de refinación utilizado en la conversión de un amplio rango de destilados y fracciones pesadas de petróleo, para la producción de productos de menor peso molecular, obteniéndose gas combustible, gasolinas y destilados intermedios. El catalizador



puede estar en lecho fijo, movable o fluidizado. Las primeras plantas de desintegración catalítica que se diseñaron fueron de lecho fijo, sin embargo ahora la mayoría de los procesos se diseñan para operar con lecho fluidizado. La actividad natural o sintética del catalizador compuesto principalmente de sílice/alúmina o sílice/magnesia son empleados en forma: esférica, extruída o micro esférica. Para catalizadores de similares composiciones y grado de desintegración, se han obtenido mejores resultados con los catalizadores sintéticos, porque estos producen gasolina de mayor octanaje (menor golpeteo) en los motores de los vehículos.

La función de la desintegración catalítica es desintegrar gasóleo de vacío, gasóleo pesado primario con el objeto de obtener productos de menor peso molecular de mejor calidad y mayor valor en el mercado.

No existe ningún proceso que apartir de gasóleos produzca más de gasolina que el de desintegración de gasóleos tipo fluido.

### Variables de Operación

Las principales variables que afectan el proceso se clasifican en dependientes e independientes. Las independientes son las que se controlan directamente por lo general mediante un regulador medidor. Las variables dependientes son aquellas que cambian a consecuencia de un cambio de una variable independiente:

A continuación se dan algunos ejemplos de ambas clases de variables de operación:



**VARIABLES INDEPENDIENTES:**

1. Temperatura del reactor.
2. Régimen de carga fresca.
3. Régimen de circulación o relación de carga combinada.
4. Temperatura de precalentamiento de la carga.
5. Espacio velocidad ( peso o volumen de catalizador de la zona de reacción).
6. Actividad del catalizador.

**VARIABLES DEPENDIENTES**

1. Relación catalizador-aceite (relación de peso de catalizador por hora que entra en el reactor por el peso del aceite cargado por hora).
2. Temperatura del regenerador.
3. Régimen de aire de combustión.
4. Conversión.

El incremento de conversión puede obtenerse por:

- 1) Temperatura más alta en reactor.
- 2) Presión más alta.
- 3) Espacio velocidad más baja.
- 4) Relación catalizador-aceite mas alto.
- 5) Dispersión de la carga.
- 6) % de recirculación .
- 7) Actividad del catalizador.

El término conversión, como se aplica en el proceso de desintegración, puede definirse como el % en volumen de carga convertida en productos que no sean gasóleo.



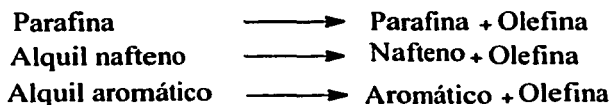
Estas son las variables que controlan la conversión de la reacción. Estas variables deben controlarse para evitar tres cosas:

1. Una producción excesiva de gas ya que este tiene poco valor y es costoso comprimirlo para recuperarle sus licuables.
2. Una producción excesiva de carbón, ya que este cubre el catalizador, reduciendo su actividad y es caro quemarlo debido al costo del equipo que se necesita para comprimir el aire empleado en la combustión.
3. Uso excesivo de catalizador fresco, el cual es altamente costoso en el intervalo normal de operación, un incremento en la conversión generalmente va acompañado por un rendimiento de carbón y gas.

## APÉNDICE C

### Mecanismo de reacción <sup>(7)</sup>

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



Se sugirió un mecanismo según el cual los iones carbonio 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 iones carbonio que se descompone de acuerdo con la regla  $\beta$  ( la escisión inicial del enlace carbono-carbono tiene lugar en el carbono en posición  $\beta$  con los iones carbonio y las olefinas) para formar iones carbonio pequeños y olefinas. Los iones carbonio pequeños propagan la reacción en cadena transfiriendo un ión hidrógeno de la n- parafina para formar una pequeña molécula de parafina y un nuevo ión carbonio grande.

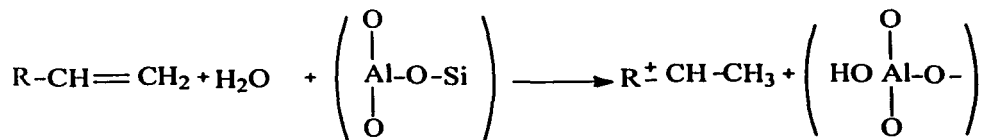
A continuación se muestra un ejemplo característico de reacción de craqueo de hidrocarburos n- parafínicos:

Secuencia para el n -octano (donde R es  $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2-$  )

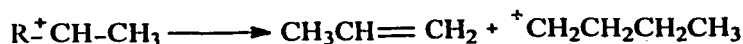
*Etapas 1: Reacción de iniciación de craqueo térmico suave.*



*Etapas 2: Transferencia de un protón.*

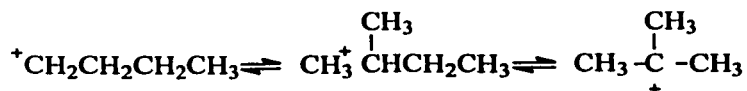


*Etapas 3: Escisión  $\beta$ .*

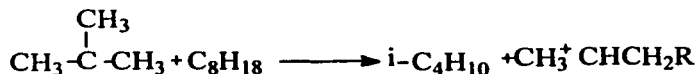


*Etapas 4: Reordenamiento hacia una estructura más estable El orden de estabilidad del ión carbonio es terciario > secundario > primario*





*Etapa 5. Transferencia de ión hidrógeno.*



De este modo se forma otro ion carbono grande y la cadena esta lista para repetirse a sí 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.

## APÉNDICE D

Descripción del proceso de la planta catalítica FCC <sup>(8)</sup>

### A. SECCION DEL CONVERTIDOR

La carga de gasóleos de diferentes fuentes (unidad de vacío, gasóleo de coque, unidad hidrotrotadora y/o desde almacenamiento) se recibe en el tanque de balance 12-F. Esta alimentación es precalentada por el intercambio de calor con productos de la torre complementaria del fraccionador principal y finalmente en el calentador de carga 2-B.



La carga fresca precalentada y el vapor de dispersión entran en las diez nuevas boquillas de inyección de alimentación instaladas radialmente en la base del nuevo reactor elevador (riser). La alimentación entra en las boquillas axialmente mientras que el vapor es introducido en el espacio anular de las boquillas.

La carga y el flujo de vapor entran en canales separados en la boquilla, los cuales son mezclados en el final de la misma. La nueva bomba de carga fresca 103-J/JA bombea la carga a través del tren de intercambiadores de precalentamiento, al calentador y a las boquillas de inyección.

Las boquillas nuevas atomizan la alimentación en pequeñas gotas formando una neblina de partículas finas y de vapor de dispersión dentro del Riser de tal forma que la carga es uniformemente distribuida y mezclada con el catalizador regenerado. La alimentación se vaporiza en la base del reactor elevador (Riser) e inicia las reacciones catalíticas las cuales convierten la alimentación en productos más ligeros y de coque.

La mezcla de carga, los productos convertidos o generados, el vapor y el catalizador viajan hacia arriba del reactor elevador (Riser), donde las reacciones de conversión son generadas.

El reactor elevador Riser gira 180° en la parte superior, parte del reactor es con flujo descendente y entra al separador a través del centro del nuevo separador

Al final del Riser, los flujos mezclados de la reacción entran a cuatro pares de ciclones directamente acoplados instalados al final del Riser. El propósito de esos pares de ciclones cerrados es separar rápida y eficientemente los vapores que salen del Riser del catalizador gastado y así limitar reacciones posteriores de crackeo.



Los vapores de hidrocarburos provenientes de los ciclones secundarios del sistema de ciclones cerrados fluyen hacia el fraccionador principal y el catalizador gastado colectado en los ciclones primario y secundario es descargado en la parte superior del agotador a través de las piernas de los ciclones. Dos anillos de vapor se han colocado en el flujo de vapor a través de cada uno de ellos y es la mitad del total. Como el catalizador fluye abajo en el agotador, este es agotado de los hidrocarburos por el flujo de vapor ascendente. el catalizador gastado entra al nuevo tubo vertical, el cual es "aereado" con vapor en diferentes puntos para flujo descendente suave de catalizador. El catalizador gastado es así descargado a través de la válvula tapón en el fondo del regenerador. La válvula tapón instalada en el fondo del tubo vertical controla el flujo de catalizador a través del Standpipe y el nivel del catalizador en el Agotador.

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.



El catalizador fluye de la tolva al tubo vertical de catalizador regenerado, RCSP, (Regenerated Catalyst Stand Pipe) Acondicionando el catalizador en la tolva y asegurando una suave operación del tubo vertical. Las aereaciones se introducen en varios puntos a lo largo del tubo vertical de catalizador regenerado para compensar la pérdida del volumen de gas en la parte superior debido a la compresión y así mantener uniforme el perfil de densidad sobre la entrada al RCSP. El catalizador regenerado fluye hacia abajo del tubo vertical a través de la válvula deslizante de catalizador regenerado RCSV (Regenerated Catalyst Slide Valve) y hacia arriba a la "J" inclinada. Como el catalizador viaja por la "J" inclinada éste se mantiene fluidizado por el vapor introducido en varios puntos a lo largo del fondo de la "J" inclinada. El catalizador fluye verticalmente al final de la "J" inclinada donde hace contacto con la carga fresca y el vapor de dispersión introducido mediante diez (10) boquillas nuevas de inyección de carga, como se describe a continuación.

Los gases de combustión del regenerador entran a ocho pares de 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 a un separador de tercera etapa que limpia el gas nuevamente. Los gases de combustión limpios van hacia un nuevo equipo turbina/ expensor-motor/ generador el cual recupera la energía de los gases, generando energía eléctrica. Los gases de combustión descargados del expensor 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.

## **B. Domo de la Torre Complementaria y Fraccionadora Principal**

### *Carga al reactor, bomba de recirculación de fondo y aceite decantado producto.*

Los vapores producto del reactor provenientes de la segunda etapa de ciclones son enviados a la entrada de alimentación del fondo de la nueva 221-E. La bomba 109-J, de recirculación de fondos enfría y condensa esta alimentación de vapores para producir aceite decantado más la recirculación de líquidos del fondo.

El vapor se inyecta al fondo de la torre 221-E para promover el agotamiento y mantener los sólidos en suspensión. El calor de los líquidos que se recirculan con la bomba de fondos es utilizado para precalentar la carga de gasóleos al reactor, calentar los fondos de la torre Debutanizadora y generar vapor de 250 lb/plg<sup>2</sup>. De la descarga de la bomba de recirculación de lodos 11-J/JA, los lodos pueden ser recirculados al reactor tubular con flujo ascendente (Riser) si el contenido de catalizador del aceite decantado es inaceptablemente alto. Sin embargo, esta recirculación no debe ser normalmente necesaria y no es recomendado por extensos periodos de tiempo.



El producto de aceite decantado es bombeado con las bombas 10-J/JA (impulsores modificados) precalienta la carga de gasóleos en el intercambiador 6-C y es usada para precalentar la carga de gasóleos al reactor o para generar vapor de C1/C2 y se enfría en el nuevo aeroenfriador 271-C.

**Bomba de recirculación de aceite cíclico pesado (ACP) 7-J/JA/JB.**

Una corriente recirculante de ACP líquido se retira de la Torre prefraccionadora 250 lb/plg<sup>2</sup>. El Aceite Cíclico Pesado (ACP) frío regresa a la torre Prefraccionadora en la parte alta de la nueva cama empacada de ACP.

De la descarga de la bomba 7-J/JA/JB una corriente de Aceite Cíclico Pesado (ACP) es usado como aceite de lavado (aceite de flushing) para instrumentos y sellos mecánicos de bombas en el sistema de aceite de fondos. El aceite Cíclico Pesado (ACP) es también una fuente de aceite antorcha para arranque del regenerador.

**Aceite Cíclico Ligero (ACL) y Aceite Esponja Pobre.**

El Aceite Cíclico Ligero ACP sin agotar y el Aceite Esponja Pobre son retirados de la cama empacada de ACL. El ACL producto es agotado con vapor en el agotador 2-E enfriado y entregado a límite de baterías de la unidad. El Aceite Esponja Pobre (no agotado) y el ACL se enfrían por medio de la integración del calor del proceso (Absorbedor-Agotador, Rehervidor No. 2 e Inter.-rehervidor de la Debutanizadora) generando vapor de baja presión (268-C). Una parte de la corriente total es enfriada y enviada al absorbedor Secundario 4-E como aceite esponja pobre.



El resto de la corriente de ACL se regresa a la parte superior de la cama empacada de ACL para enfriar y condensar los vapores de producto corriente arriba en la 221-E..

Una bomba nueva 277-J/JA se requiere para bombear el reflujo caliente de ACL (no agotado) desde el plano colector de ACL a la parte superior de la nueva cama empacada de ACL.

El reflujo líquido del fondo de la Torre Fraccionadora principal 1-E se bombea con las 272-J/JA para unirse con el retorno líquido de ACL y distribuirse en la cama empacada de ACL.

Los vapores de hidrocarburos (Nafta Pesada y Ligera) dejan la parte superior de la cama empacada de ACL y es enviada a la entrada de alimentación del fondo de la torre principal existente.

### **Torre Fraccionadora Principal 1-E**

Esta torre será modificada para recibir los vapores (Nafta Pesada Y Ligero) desde la nueva Torre Complementaria 221-E. El empaque estructurado reemplaza los platos existente del Fraccionador principal para fraccionar la nafta pesada del ACL.

Una corriente de nafta pesada es extraída la cual suministrará flexibilidad de mezclado para controlar el contenido de azufre en la mezcla de gasolinas producto. Acerca de la extracción de Nafta Pesada, el empaque estructurado reemplaza los existentes platos del Fraccionador principal para fraccionar la nafta ligera de la nafta pesada.



### **Extracción de Nafta Pesada**

La Nafta pesada se extraerá de una nueva boquilla del Fraccionador Principal y agotada con vapor en nuevo agotador 222-E de Nafta Pesada. El producto de Nafta pesada agotada será enfriada y enviada a almacenamiento. Alternativamente la corriente de nafta pesada puede ser enviada al nuevo absorbedor primario 103-E como el aceite pobre suplementario para una mejor recuperación de propano (C<sub>3</sub>).

La configuración normal (diseño) después de la renovación es para operar con la extracción de nafta pesada. Sin embargo, el equipo recuperador de gas corriente abajo (absorbedor, agotador y debutanizadora) han sido considerados para aceptar una nafta de rango total sin extracción de nafta pesada (similar a la práctica normal de la refinería).

### **Sistema Condensador del Domo**

Los vapores del domo del Fraccionador Principal se condensan primero en los nuevos aerocondensadores y luego en los enfriadores con agua y finalmente se separa la corriente en tres fases: gas, hidrocarburos líquidos y agua amarga. El gas es enviado al tambor separador de líquidos de la Primera etapa 16-F (modificaciones en las boquillas y mayor capacidad del demister). Los hidrocarburos líquidos son bombeados al Fraccionador Principal (parte superior de la nueva cama empacada en la sección superior) como reflujo y también al plato No. 4 del nuevo Absorbedor Primario 103-E. El agua amarga se bombea al sistema auxiliar de agotamiento de agua amarga.





## **C. Compresor y Absorbedor- Agotador**

### **Compresor de Gas 102-J**

En el acumulador del domo de la Fraccionadora Principal los Vapores se envían a través del tambor de la primera etapa al primer paso del compresor de gas 102-J.

El gas de descarga del primer paso del compresor se junta con el agua de lavado y se enfría en el condensador de interetapa 27-C (dos corazas adicionales fueron requeridas). Corrientemente, el gas de desfogue del fraccionador de la planta reductora de viscosidad es una alimentación externa al sistema de compresión. Después de que la nueva Planta de Coque éste en operación, la Planta reductora de viscosidad será puesta fuera de operación. Habrá un período corto después de renovar la Planta FCC donde el gas de la reductora de viscosidad permanecerá como una alimentación externa a la FCC.

La corriente de salida del condensador de interetapa fluye al tambor de interfase del compresor (El separador existente de alta presión ha sido modificado para tener esta función) y es separada en corrientes de gas, hidrocarburos líquidos y corrientes de agua amarga. El gas es enviado a través del tambor separador de la segunda etapa 17-F (modificado en las boquillas de líquidos y mayor capacidad del demister) hacia la segunda etapa del compresor del gas. El hidrocarburo líquido es bombeado a la descarga de la segunda etapa del compresor. El flujo de agua amarga se envía al Sistema Auxiliar de Agotamiento de agua amarga.



### **Tambor Separador de Alta Presión (104-F)**

Los vapores de descarga del Compresor de Gas se unen con los hidrocarburos líquidos del tambor 17-F de la segunda etapa de compresión, adicionando agua de lavado, el líquido del fondo del absorbedor primario y los vapores del domo del agotador se unen en la entrada del condensador de alta presión 9-C (4 corazas adicionales se han colocado).

La corriente de salida del condensador es enviada al nuevo tambor separador de alta presión 104-F y es separado en la corrientes de gas, hidrocarburos líquidos y agua amarga. El gas se alimenta al plato del fondo de la nueva torre de agotamiento. El agua amarga se recircula como agua de lavado a la descarga de la primera etapa del compresor del Gas.

### **Absorbedor- Agotador y Absorbedor Secundario**

El líquido del 3-F acumulador del domo del fraccionador principal y el líquido enfriado y recirculado del fondo de la 105-E torre debutanizadora son alimentaciones de aceite pobre a la nueva Torre Absorbedor- Agotador 103-E (sección absorbidora con platos tipo válvula, agua enfriada en los enfriadores 264-C y 265-C y coalescedores de agua): Estas corrientes pobres de aceite sirven para absorber el LPG de la alimentación de gas. Los vapores del domo del absorbedor son enviados al plato del fondo del Absorbedor Secundario 4-E (Los platos fueron reemplazados por empaque estructurado):

EL Aceite Esponja Pobre enfriado del Fraccionador Principal se alimenta al Absorbedor secundario 4-E (parte alta de la cama empacada) para absorber la nafta y el LPG en la entrada de gas. Los vapores del domo del absorbedor secundario son enviados a través del tambor de gas de cola 14-F al sistema de tratamiento con DEA para separarle el  $H_2S$ .



El aceite Esponja rico extraído del plato del fondo del Absorbedor secundario es usado para enfriar el Aceite Esponja Pobre (Intercambiador 11-C) y regresar al Fraccionador Principal por la línea de retorno de ACL, el líquido del fraccionador de la planta reductora de viscosidad es una alimentación externa al sistema de absorción. Después de que la Planta de Coque entre a operar, la reductora de viscosidad deberá ponerse fuera de operación. Habrá un período corto después de la renovación de la FCC en la cual el líquido de la reductora de viscosidad se quedará como una alimentación externa de FCC.

La nueva torre agotadora (sección de agotamiento de la torre 103-E tiene platos de válvulas) es recalentado con vapor de media presión (10-C1) y un nuevo rehervidor en paralelo 110-C2. El nuevo rehervidor No.2 del Absorbedor- Agotador (usa ACL como medio de calentamiento) para agotar etanos y gases de mas bajo punto de ebullición provenientes de la corriente de alimentación líquida de hidrocarburos de mayor punto de ebullición) es precalentado contra el líquido del fondo de la Debutanizadora 105-E de 46 platos.

#### **D. TORRE DEBUTANIZADORA ( 105-E)**

En la nueva torre Debutanizadora 105-E, el líquido del fondo del agotador se separa en corriente de C3- C4, LPG (domo) y gasolina debutanizadora (fondo). Los vapores del domo de la debutanizadora se condensan en los nuevos condensadores de la torre debutanizadora 115-C (8 corazas) y fluye al nuevo tambor de reflujo 105-F de la Torre Debutanizadora. El reflujo se bombea con las nuevas bombas 115-J/JA al plato No. 1 de la Debutanizadora mientras el producto del domo C3- C4, LPG se bombea también con las nuevas bombas de reflujo 115-J/JA al sistema tratador de DEA para la eliminación del H<sub>2</sub>S, seguido del tratamiento merox para la remoción de mercaptanos. El nuevo coalescedor de LPG eliminará el agua que haya entrado, seguido por el nuevo sistema secador de



alúmina para alcanzar las especificaciones de humedad del propileno y productos de propano y LPG.

Secar los flujos de C3-C4 y LPG al Tambor de Balance de Depropanizadora 13-F. De este tambor nuevas bombas de carga 116-J/JA entregan C3-C4 y LPG a la torre Depropanizadora.

El calor del 114-C1/C2 rehervidores de Debutanizadora ésta suministrado por una corriente recirculante de fondos del fraccionador principal, suplementado por el nuevo Inter.-rehervidor de la Debutanizadora 266-C1/C2 los cuales utilizan ACP como medio de calentamiento. El líquido del fondo de la Debutanizadora precalienta la carga a la misma, precalienta la carga a la torre Depropanizadora y luego es enfriado a 38°C.

Esta corriente se separa en dos; uno como aceite pobre de recirculación a la parte superior del plato del nuevo Absorbedor Primario 103-E y dos, como producto neto de nafta ligera.

#### **F. Depropanizadora**

La carga a la Torre Depropanizadora (C3-C4 Y LPG dulce) se precalienta contra los fondos de la Torre Debutanizadora y se separa en las corriente de C3 Y LPG (por el domo) y C4 y LPG (por el fondo). En la torre Depropanizadora 6-E se reemplazaron los platos existentes con platos de alta capacidad y múltiples bajantes. Los vapores del domo de la Depropanizadora son condensados totalmente en los condensadores con agua 119-C fluyendo al acumulador de reflujo 106-F. El reflujo es bombeado al plato No. 1 con las nuevas bombas de reflujo 117-J/JA, mientras el producto del domo C3 y LPG es bombeado a la Torre Separadora de Propileno con las nuevas bombas de carga 161-J/JA.



El calor de los Rehervidores (18-C1 con una coraza adicional 118-C2) es suministrado con vapor de baja presión. El líquido del fondo de la Torre Depropanizadora (C4 y LPG) es enfriado en el nuevo aereofriador de producto 270-C y finalmente enviado a enfriarse en el enfriador con agua 120-C para bajarle la temperatura a 38° C y enviarlo a almacenamiento.

### **G. Separador de Propano-Propileno (16-E)**

La carga a la Splitter 16-E es la corriente de propano-propileno proveniente del domo de la Torre Depropanizadora 6-E. El separador de Propano-Propileno separa su alimentación en corrientes de: propileno grado químico (producto de domo) y propano rico (producto de fondo). A la Torre Splitter 16-E le fueron reemplazados los platos normales por platos de alta capacidad con múltiples bajantes.

Los vapores del domo de la torre separadora 16-E son totalmente condensados en los condensadores (existentes 57-C1/C6 con 6 corazas adicionales 157-C7/C12) fluyendo posteriormente al 53-F acumulador de reflujo 162-J/JA, mientras el producto del domo propileno grado químico es enfriado con el nuevo enfriador de propileno 273-C para finalmente ser enviado a almacenaje.

El calor del rehervidor es suministrado por el vapor de baja presión (existente 58-C1 mas una coraza adicional 158-C2 en paralelo). El producto líquido del fondo de la torre separadora 16-E se enfría a 38°C con el nuevo enfriador de propano 122-C para finalmente ser enviado a almacenamiento.



## APÉNDICE E

Memoria de calculo para el análisis de árbol de fallas

Se obtuvieron las siguientes equivalencias para el árbol de fallas

$$EC=A1+A2$$

$$A1=A3+A4+A5+A6+A7$$

$$A2=A8+A9+A10+A11$$

$$A3=A12+A13+A14+A15+A16$$

$$A4=A17+A18+A19$$

$$A5= A20+A21+A22$$

$$A6$$

$$A7=A23+A24$$

$$A8=A25+A26+A27+A28$$

$$A9$$

$$A10=A29+A30$$

$$A11=A31+A27+A32$$

$$A12=A20+A33+A22$$

$$A13$$

$$A14$$

$$A15$$

$$A16=A34+A35$$

$$A17$$

$$A18$$

$$A19$$

$$A20$$

$$A21=A36 XA37$$

$$A22$$

$$A23$$

$$A24$$

$$A25$$

$$A26=A38+A39$$

$$A27$$

$$A28=A40+A18$$

$$A29$$



$$A30=A41+A42$$

A31

$$A32=A43+A44$$

$$A33=A36 \times A37$$

A34

$$A35=A38+A39$$

A36

A37

A38

A39

A40

A41

A42

$$A43=A45+A46$$

A44

A45

A46

**Se obtuvieron las siguientes equivalencias para el árbol reducido**

$$EC=A1+A2$$

$$A1=A3+A4+A5+A6+A7$$

$$A2=A8+A9+A10+A11$$

$$A3=A13+ A15$$

$$A4=A17 +A19$$

$$A5= A20 +A22$$

A6

$$A7=A23+A24$$

$$A8=A25 +A27$$

A9

$$A10=A29+A30$$

$$A11=A31 +A32$$

A12=evento eliminado

A13

A14=evento eliminado

A15

$$A16=A34+A35$$

A17

A18=



A19

A20

A21=A36 XA37

A22

A23

A24

A25

A26=evento eliminado

A27

A28=A40+A18

A29

A30=A41+A42

A31

A32=A43+A44

A33=evento eliminado

A34

A35=A38+A39

A36

A37

A38=evento eliminado

A39=evento eliminado

A40

A41

A42

A43=A45+A46

A44

A45

A46

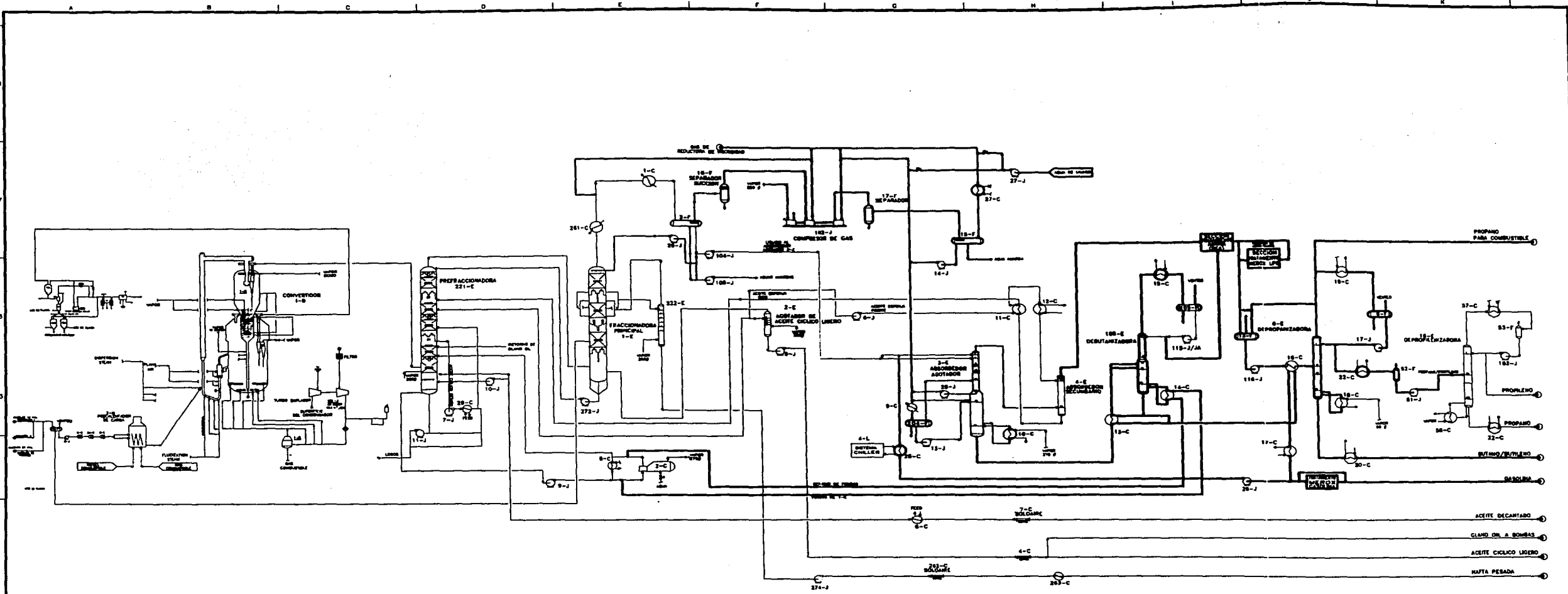
### Ecuación final

$$E_c = (A_6 + A_{13} + A_{14} + A_{15} + A_{17} + A_{18} + A_{19} + A_{20} + A_{22} + A_{23} + A_{24} + A_{34} + A_{38} + A_{39} + A_{36} \times A_{37})$$
$$X = (A_9 + A_{14} + A_{18} + A_{25} + A_{27} + A_{31} + A_{38} + A_{39} + A_{40} + A_{41} + A_{42} + A_{44} + A_{45} + A_{46})$$

## APÉNDICE F

### Diagramas de la FCC





- NODO 1: DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E, CONDENSADOR 261-C, 1C1/C8 Y EL TANQUE ACUMULADOR 3-F
- NODO 2: DEL TANQUE ACUMULADOR 3-F, BOMBAS 104-J, ABS. AGOTADOR 103-E Y SU REBOILEO
- NODO 3: ADSORBEDOR-AGOTADOR 103-E
- NODO 4: COMPRESOR 102-J
- NODO 5: TANQUE ACUMULADOR 3-F
- NODO 6: TORRE DEBUTANIZADORA 105-E
- NODO 7: TORRE DEPROPANIZADORA 6-E

**13-113-C2**  
 DEBUTANIZER BOTTOMS/  
 FEED EXCHANGER  
 DUTY: 5.2 MKcal/hr  
 TOTAL AREA: 330 m<sup>2</sup>

**114-C1/C2**  
 DEBUTANIZER  
 REBOLLER  
 BUTE: 18.7 MKcal/hr  
 TOTAL AREA: 276 m<sup>2</sup>

**105-E**  
 DEBUTANIZER  
 3000mm ID x 4000mm H x 11000mm 1/1  
 TOP SECTION: 3000mm ID x 13000mm  
 BOTTOMS SECTION: 4000mm ID x 3000mm

**266-C1/C2**  
 DEBUTANIZER INTER  
 REBOLLER  
 DUTY: 10.0 MKcal/hr  
 TOTAL AREA: 1264 m<sup>2</sup>

**115-C1/C8**  
 DEBUTANIZER OVERHEAD  
 CONDENSER  
 BUTE: 18.3 MKcal/hr  
 TOTAL AREA: 632 m<sup>2</sup>

**105-F**  
 DEBUTANIZER  
 REFLUX DRUM  
 1800mm ID x 7000mm 1/1

**16-C1/116-C2**  
 DEBUTANIZER BOTTOMS/  
 DEPROPANIZER FEED EXCHANGER  
 DUTY: 2.9 MKcal/hr  
 TOTAL AREA: 1090 m<sup>2</sup>

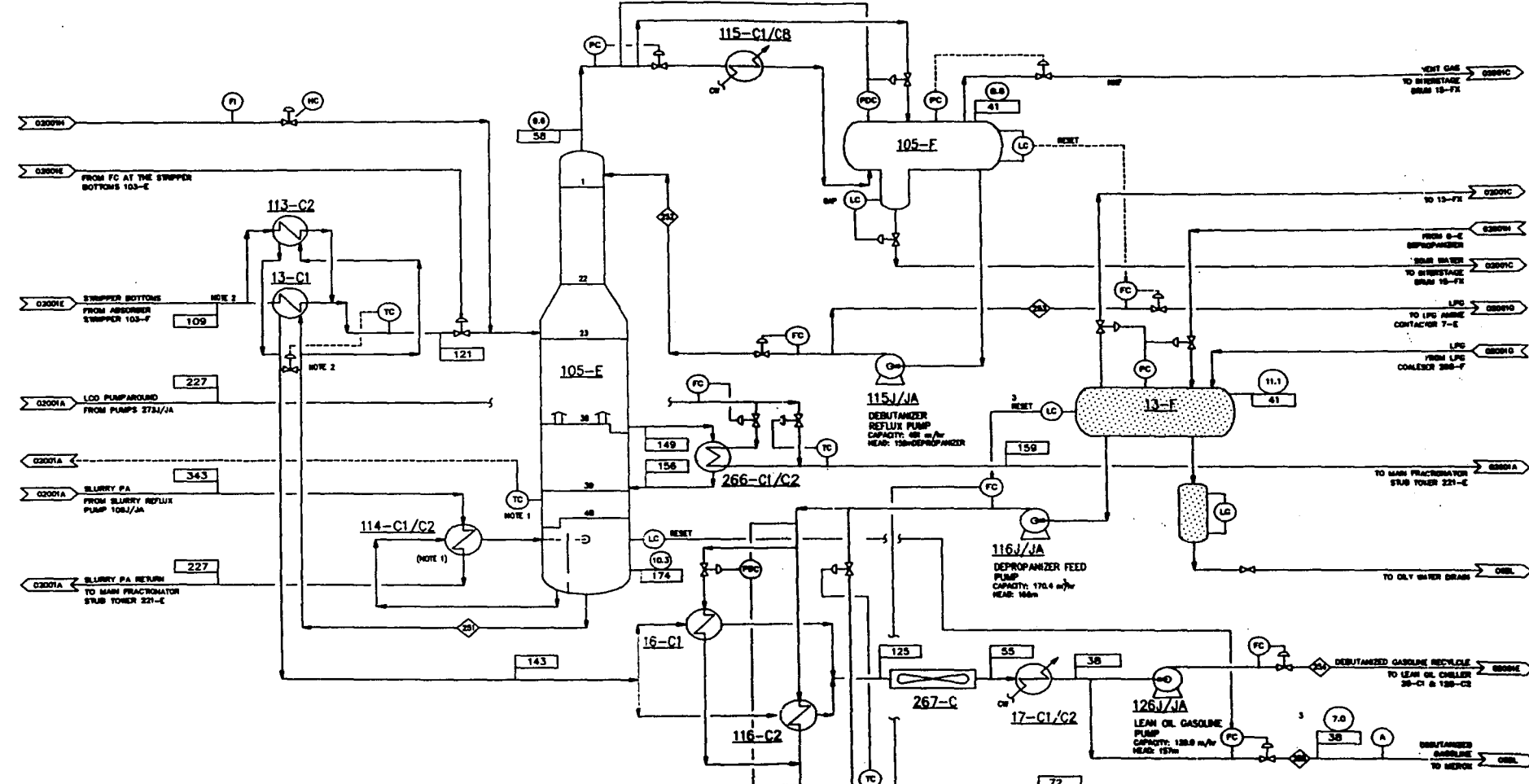
**17-C1/C2**  
 DEBUTANIZER  
 GASOLINE PRODUCT COOLER  
 DUTY: 2.2 MKcal/hr  
 TOTAL AREA: 990 m<sup>2</sup>

**13-F**  
 DEPROPANIZER  
 FEED SURGE DRUM  
 1500 mm ID x 4572 MM 1/1

**267-C**  
 DEBUTANIZED GASOLINE  
 AIR COOLER  
 BUTE: 18.0 MKcal/hr  
 NO. OF TUBES 3

**NOTES:**

- FOR CONTROL SCHEDULE AROUND 114-C1/C2 (DEBUTANIZER) REFERENCE SEE PFD 9 06700-06800-A.
- STATISTICAL PUMP.
- NEW EXCHANGER SURFACE AREA AND NUMBER OF SHELLS TO BE CONFIRMED DURING RETAIL DESIGN.



**LEGEND:**

- ◇ STREAM NUMBER
- TEMPERATURE °C
- PRESSURE, kg/cm<sup>2</sup>
- ▭ DISTING. EQUIPMENT
- ▭ NEW EQUIPMENT
- ▭ MODIFIED EQUIPMENT

STREAM NUMBER	◇	◇	◇	◇	◇
DESCRIPTION	DEB4 BOTTOMS	DEB4 REFLUX	LPG TO AIRC CONTACTOR	DEB GASOLINE TO GASOLINE ABSORBER	DEB GASOLINE TO GASOLINE TO MEROX
TEMPERATURE °C	174	41	41	38	38
PRESSURE kg/cm <sup>2</sup>	16.3	8.8	17.4	16.4	7.9
MASS FLOW kg/hr	243724	142287	6882	7318	17693
VOLUME FLOW (W/F) m <sup>3</sup> /hr	43.8	270	126	122	238

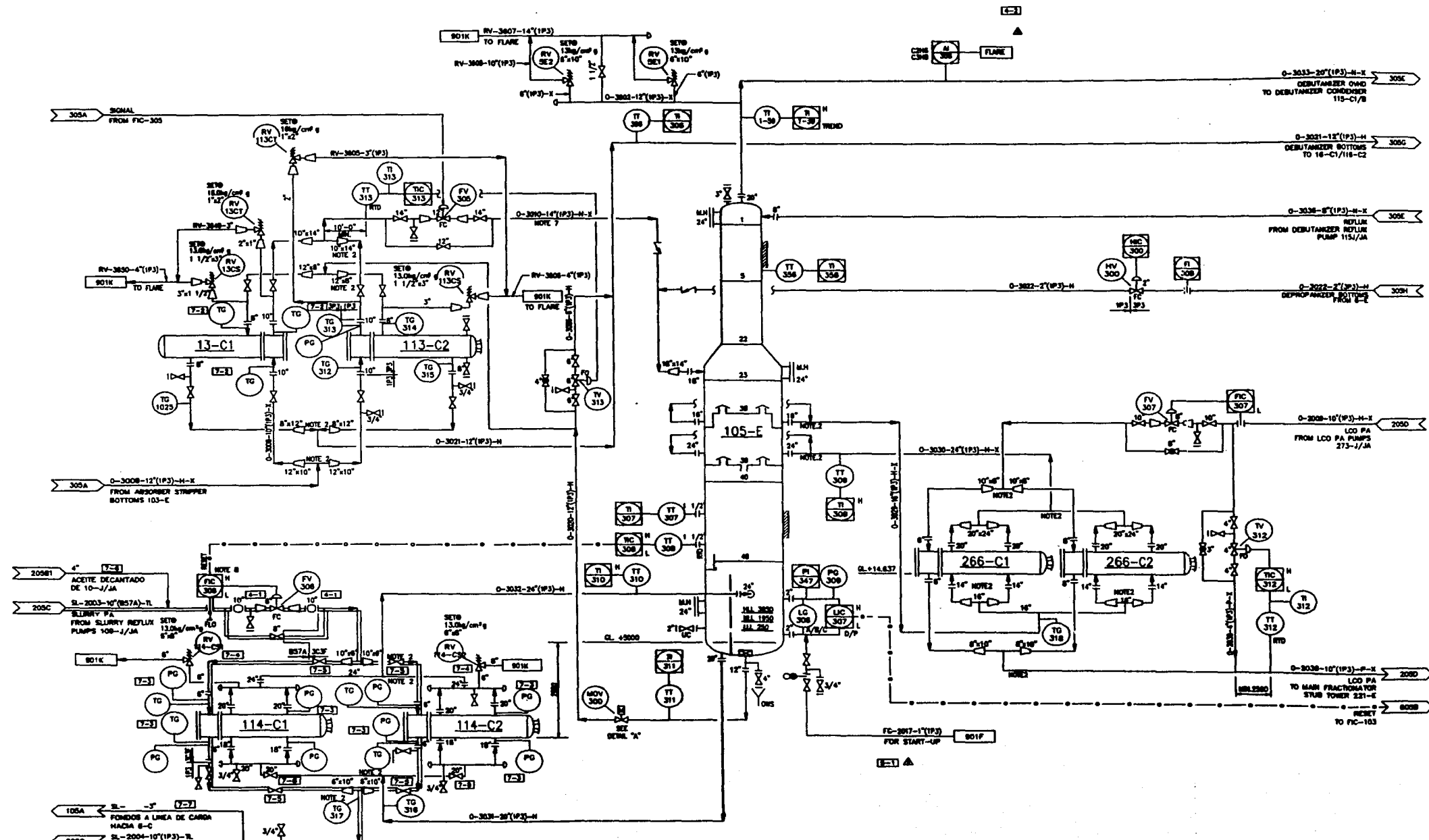
13-C1  
DESUTANIZER BOTTOMS  
FEED EXCHANGER  
(EXISTING)

113-C2  
DESUTANIZER BOTTOMS  
FEED EXCHANGER  
DESIGN DUTY: 2.8x1.15 M<sup>3</sup>/hr  
DESIGN PRESS: 13 kg/cm<sup>2</sup>g  
DESIGN TEMP: 230°C  
MATL: CS  
(NEW)

114-C1/C2  
DESUTANIZER REBOILER  
DESIGN DUTY: 16.7x4.15 M<sup>3</sup>/hr  
DESIGN PRESS: 13 kg/cm<sup>2</sup>g  
DESIGN TEMP: 225°C  
MATL: CS  
(NEW)

105-E  
DESUTANIZER REBOILER  
DESIGN DUTY: 16.7x4.15 M<sup>3</sup>/hr  
DESIGN PRESS: 13 kg/cm<sup>2</sup>g  
DESIGN TEMP: 225°C  
MATL: S40L DECK  
CS  
(NEW)

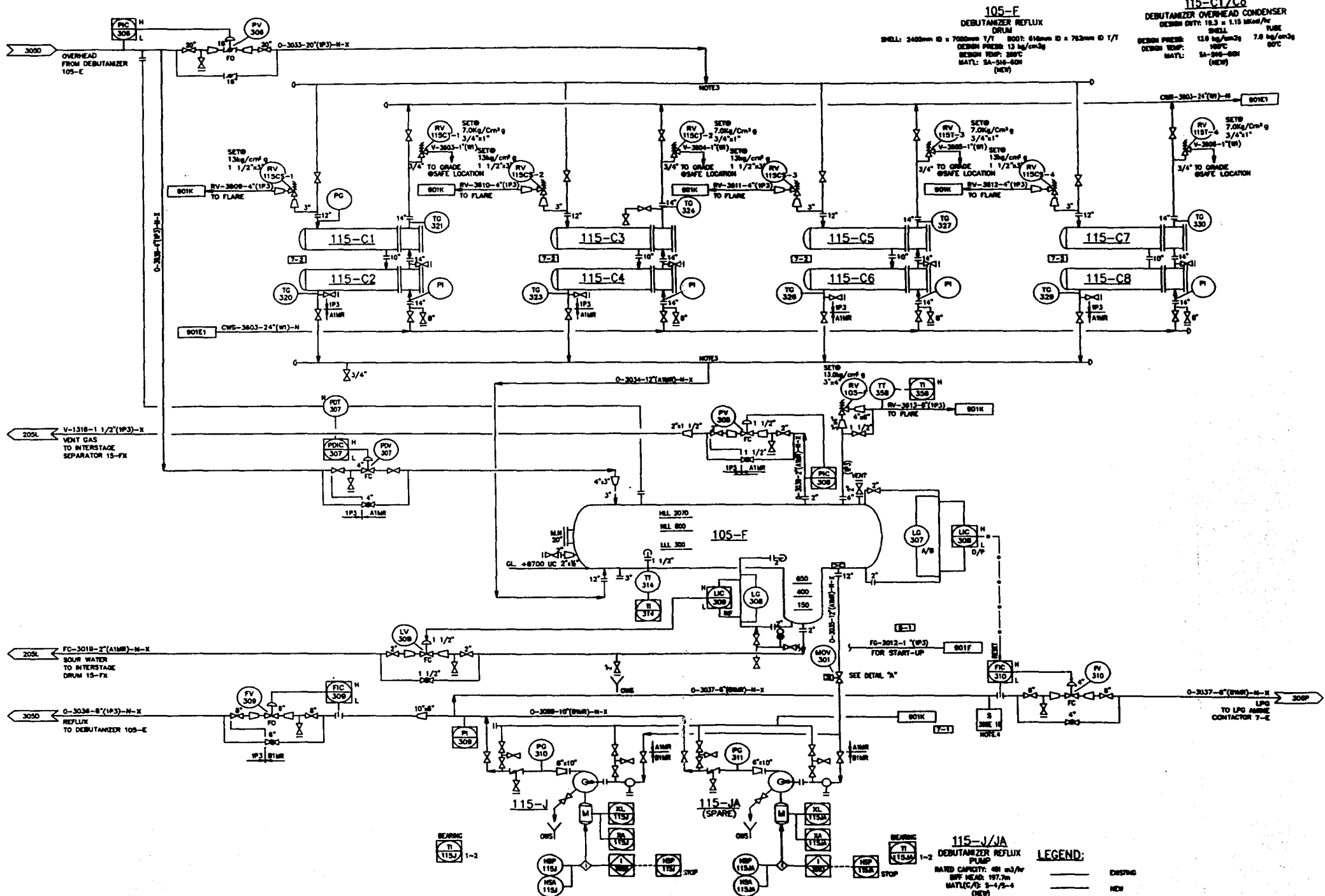
266-C1/C2  
DESUTANIZER INTERREBOILER  
DESIGN DUTY: 16x1.15 M<sup>3</sup>/hr  
DESIGN PRESS: 13 kg/cm<sup>2</sup>g  
DESIGN TEMP: 225°C  
MATL: CS  
(NEW)



LEGEND:

- EXISTING
- NEW

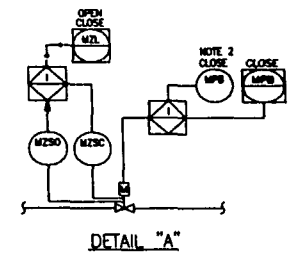
UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
F.O. PROGRAMA DE QUIMICA ORGANICA Y LAS B.S.  
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
DEBUTANIZADORA 105-E  
SECCION/AREA: VERU DIAGRAMA No. PQ-DT-05 P. 18



**105-F**  
 DEBUTANIZER REFLUX  
 DRUM  
 SHELL: 2400mm ID x 7000mm V/T BOG: 610mm ID x 762mm I/T  
 DESIGN PRESS: 13 kg/cm<sup>2</sup>g  
 DESIGN TEMP: 200°C  
 MATL: SA-516-60H (NEW)

**115-C1/C8**  
 DEBUTANIZER OVERHEAD CONDENSER  
 DESIGN DUTY: 19.3 x 1.15 Mton/yr  
 SHELL TUBE  
 DESIGN PRESS: 13.0 kg/cm<sup>2</sup>g 7.0 kg/cm<sup>2</sup>g  
 DESIGN TEMP: 100°C 80°C  
 MATL: SA-516-60H (NEW)

- NOTES**
- FOR LEGEND, SYMBOLS, GENERAL NOTES AND ENGINEERING DESIGN NOTES SEE DRG 05099-10-12-1-004A/J/C.
  - LOCATE V5 MINIMUM OF 15 METERS FROM 115-J/JA.
  - PIPING TO BE SYMMETRICAL.
  - FOR SAMPLING CONNECTIONS SEE DRG. NO. 05099-10-12-1-005A.



PERMISSIVE TO START PUMP 115-J/JA

**CHANGE LIST**

INCORPORATED EXISTING START-UP SCHEME INTO P&ID.

**LISTA DE CAMBIOS REV. 7**

SE AGREGO EN OVA LINEA DE 3/4" A DESPUES DE EN LAS BOMBAS 115-J/JA.  
 SE CLARIFICÓ EN CAMBIOS 115-C'S VALVULAS DE DREN EN CORAZA.

**115-J/JA**  
 DEBUTANIZER REFLUX  
 PUMP  
 BORED CAPACITY: 60 m<sup>3</sup>/hr  
 SHF HEAD: 197.7m  
 MATL/C: S-4/S-4 (NEW)

**LEGEND:**  
 EXISTING  
 NEW

INCENDIO DE LA BOMBA 115-J

FUGA DE MATERIAL INFLAMABLE A1

FALTA DE MANTENIMIENTO A7

DAÑOS AL BELLER RUPURA A3

ELFTURA EN LA LINEA DE BOMBAREA A4

CANTIDAD DE LA BOMBA POR FALTA DE SUCCION A5

FALLA EN EL MOTOR A6

FALLA DE BOMBAS DE SUPLENTE EN SUCCION Y/O BOMBAREA A7

DESREGLAMIENTO DEL MOTOR A8

FALLA EN EL MOTOR A9

DESREGLAMIENTO DE LA BOMBA A10

CORTO CIRCUITO A11

BIELLO MAL INSTALADO A13

FLICHA DESALINEADA A14

INSTABILIDAD EN EL PROCESO A15

LINEA EN EL LUNTE DE RETORNO A17

VALVULA CHECK MAL INSTALADA A18

DEBILIDAD EN EL MOTOR A19

BAJO NIVEL EN EL MOTOR A20

SANIFICACION EN LA BOMBA B10

FALTA DE ESPESOR A23

ESPERAZOS PLUMBOS O CURTOS A24

FALLA EN EL MOTOR POR MAL SELECCIONADO A25

DESREGLAMIENTO EN LA BOMBAREA A27

FLICHA DESALINEADA A29

FALLA EN EL MOTOR POR MAL SELECCIONADO A31

DESREGLAMIENTO EN LA BOMBAREA A32

CANTIDAD DE LA BOMBA POR FALTA DE SUCCION A12

VIBRACION EXCESIVA A16

BAJA PRESION EN LA SUCCION A21

FALLA EN EL MOTOR A26

DESREGLAMIENTO EN LA BOMBAREA A28

FALTA DE LUBRICACION A30

ACOPLE EN LA BOMBAREA A32

BAJO NIVEL EN EL MOTOR A20

BAJA PRESION EN LA SUCCION A33

SANIFICACION EN LA BOMBA A22

INSTALACION DESALINEADA A34

FALLA EN EL MOTOR A35

TAPONAMIENTO EN EL FILTRO DE SUCCION A36

FALLA EN EL MOTOR POR MAL SELECCIONADO A37

NO SE HIZO MANTENIMIENTO PREVENTIVO A38

PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DESALINEADO A39

VALVULA DE BOMBAREA DESALINEADA A40

VALVULA CHECK MAL INSTALADA A18

LUBRICACION EN LA BOMBAREA A41

LUBRICANTE INADECUADO A42

NO HAY AJUSTE EN LA BOMBAREA A43

FALLA EN EL MOTOR POR MAL SELECCIONADO A44

TAPONAMIENTO EN EL FILTRO DE SUCCION A36

FALLA EN EL MOTOR POR MAL SELECCIONADO A37

NO SE HIZO MANTENIMIENTO PREVENTIVO A38

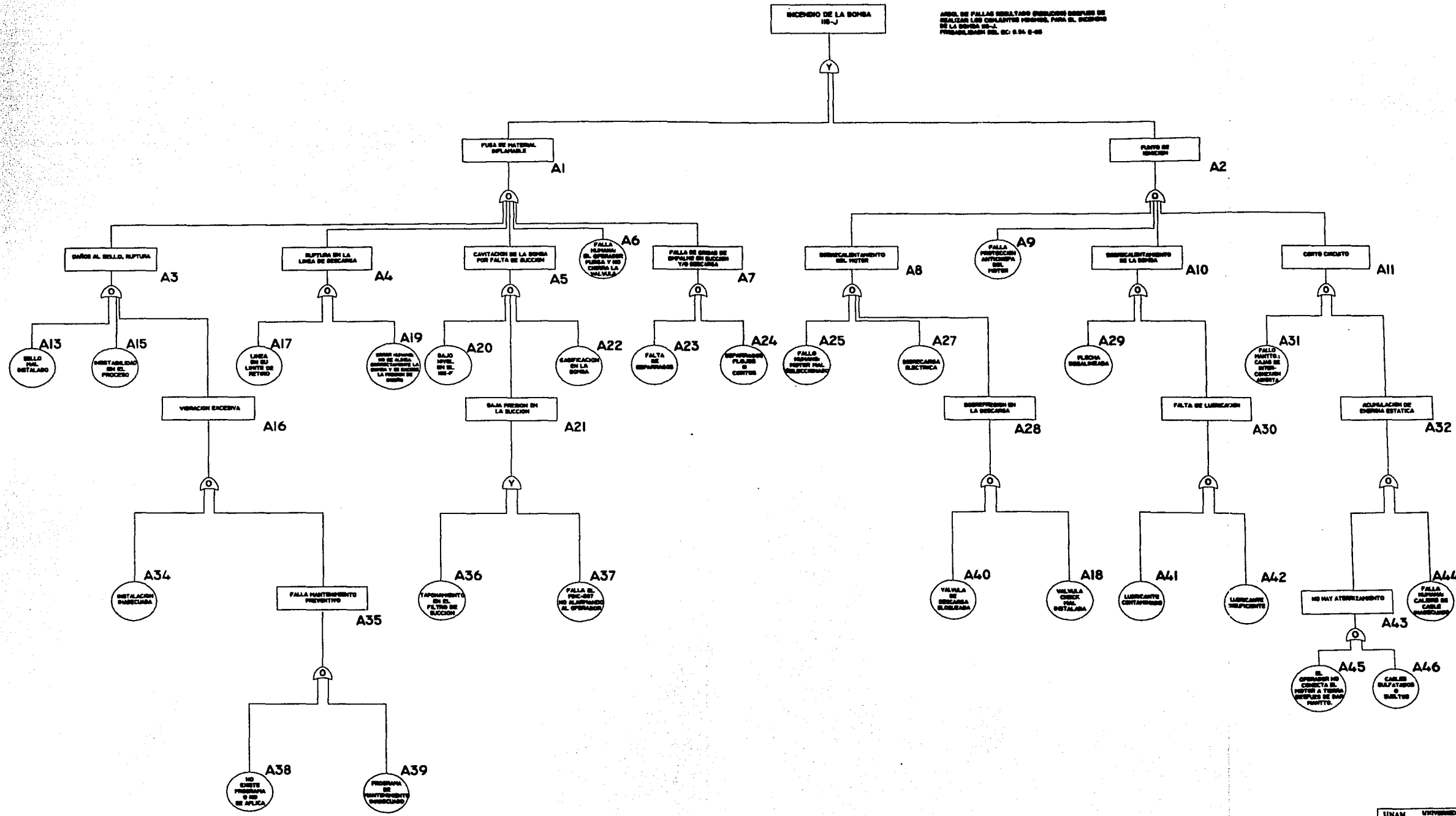
PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DESALINEADO A39

EL OPERADOR NO CONECTA EL MOTOR A TIEMPO DESPUES DE DAR PUNTO A45

CABLES DESALINEADOS O SUELTOS A46

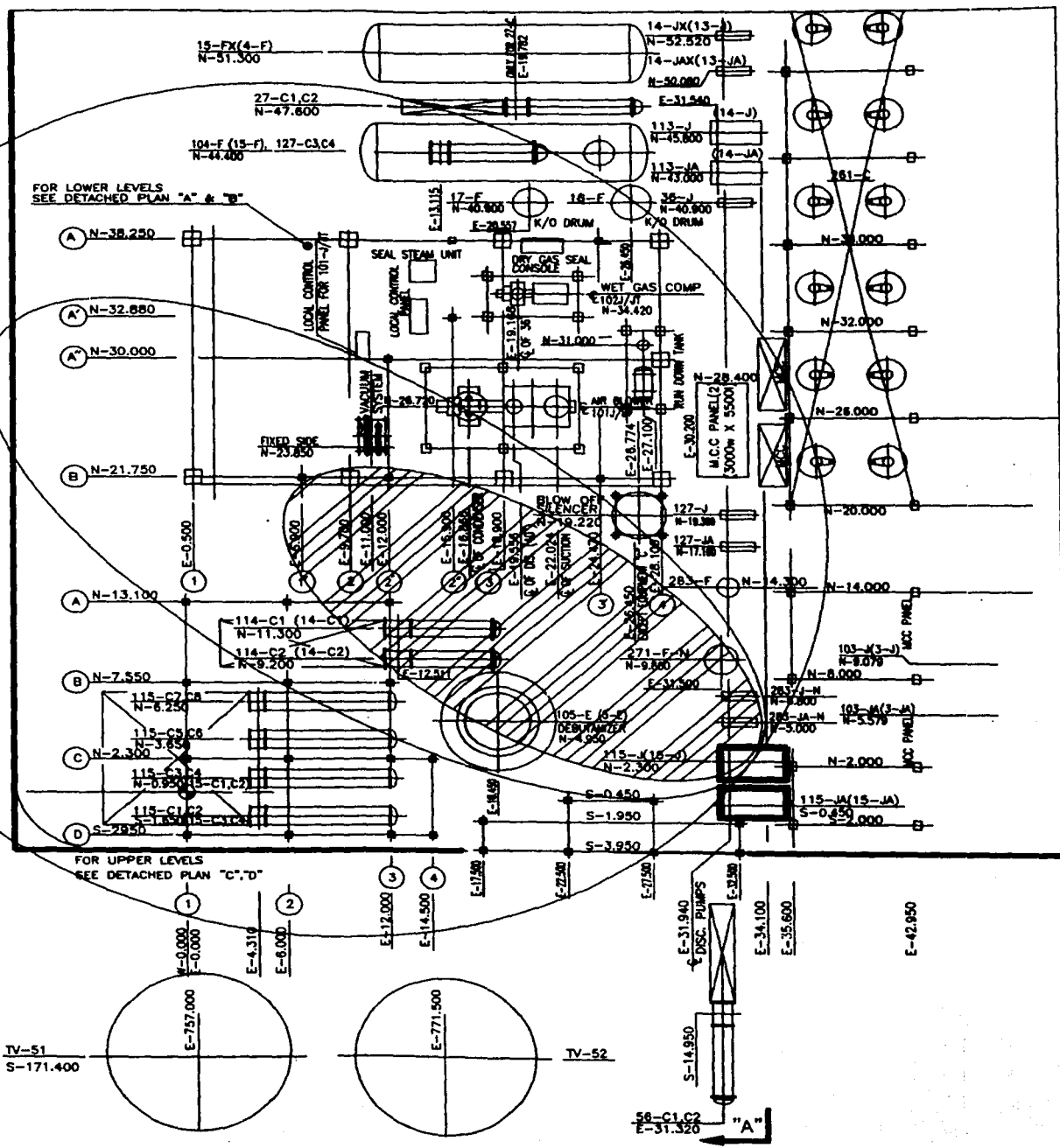
INCENDIO DE LA BOMBA 115-J

AROL DE FALLAS RESULTAN EFECTOS SIMILARES DE REALIZAR LOS CORRECTIVOS MENCIONADOS PARA EL INCENDIO DE LA BOMBA 115-J. PREVENIR EN EL C. 6.94 6-85

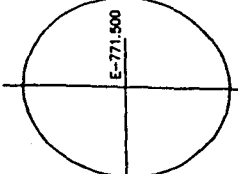
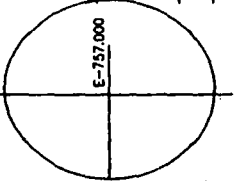




BATTERY LIMIT W-10.000 (PEMEX LB. E-743.000)



TV-51  
S-171.400

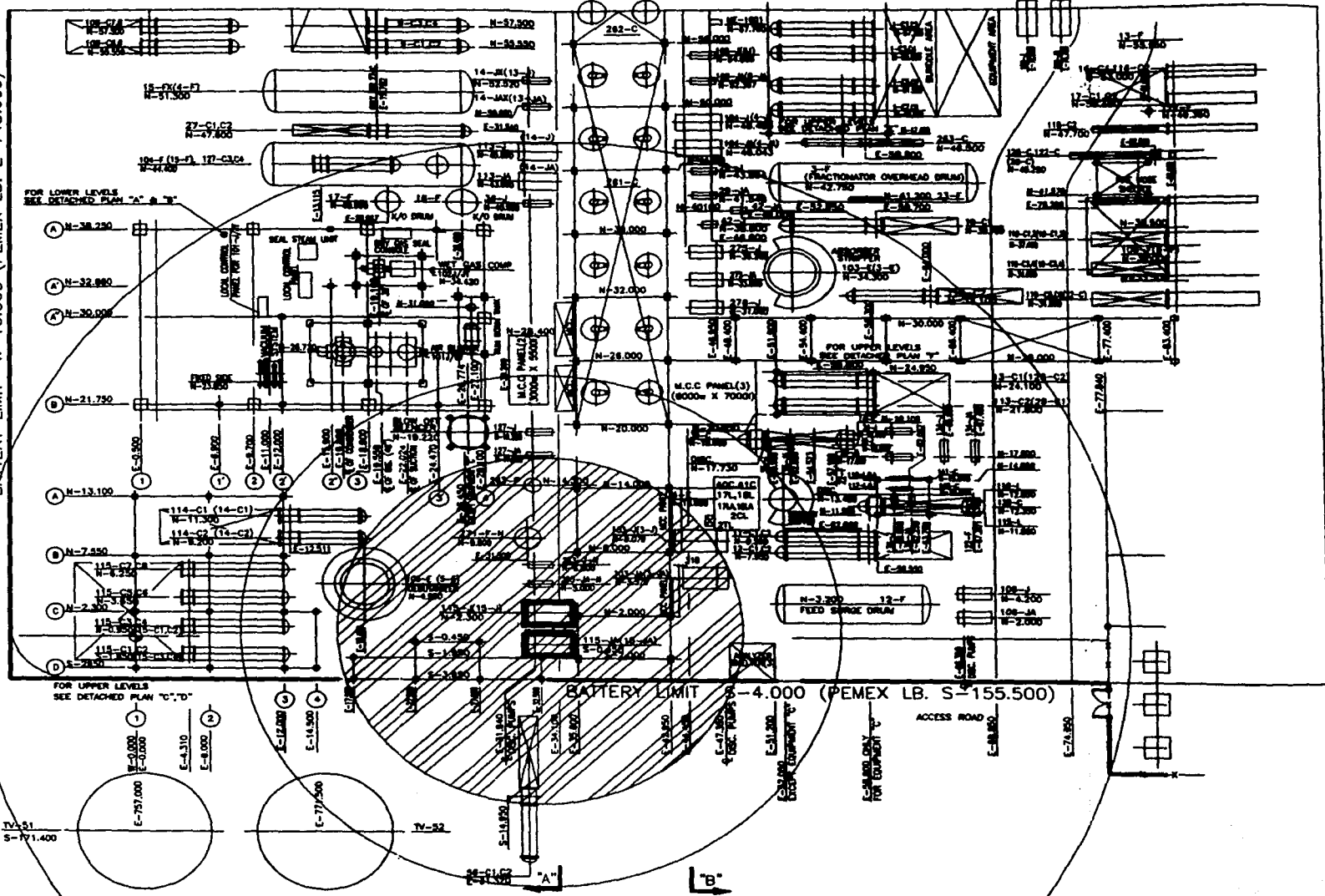


TV-52

56-C1,C2  
E-31.320



BATTERY LIMIT W-10.000 (PEMEX LB. E-743.000)



BATTERY LIMIT S-4.000 (PEMEX LB. S-155.500)

TV-21  
S-171.400

E-757.000  
E-758.000

E-4.310  
E-8.000

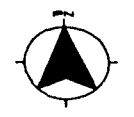
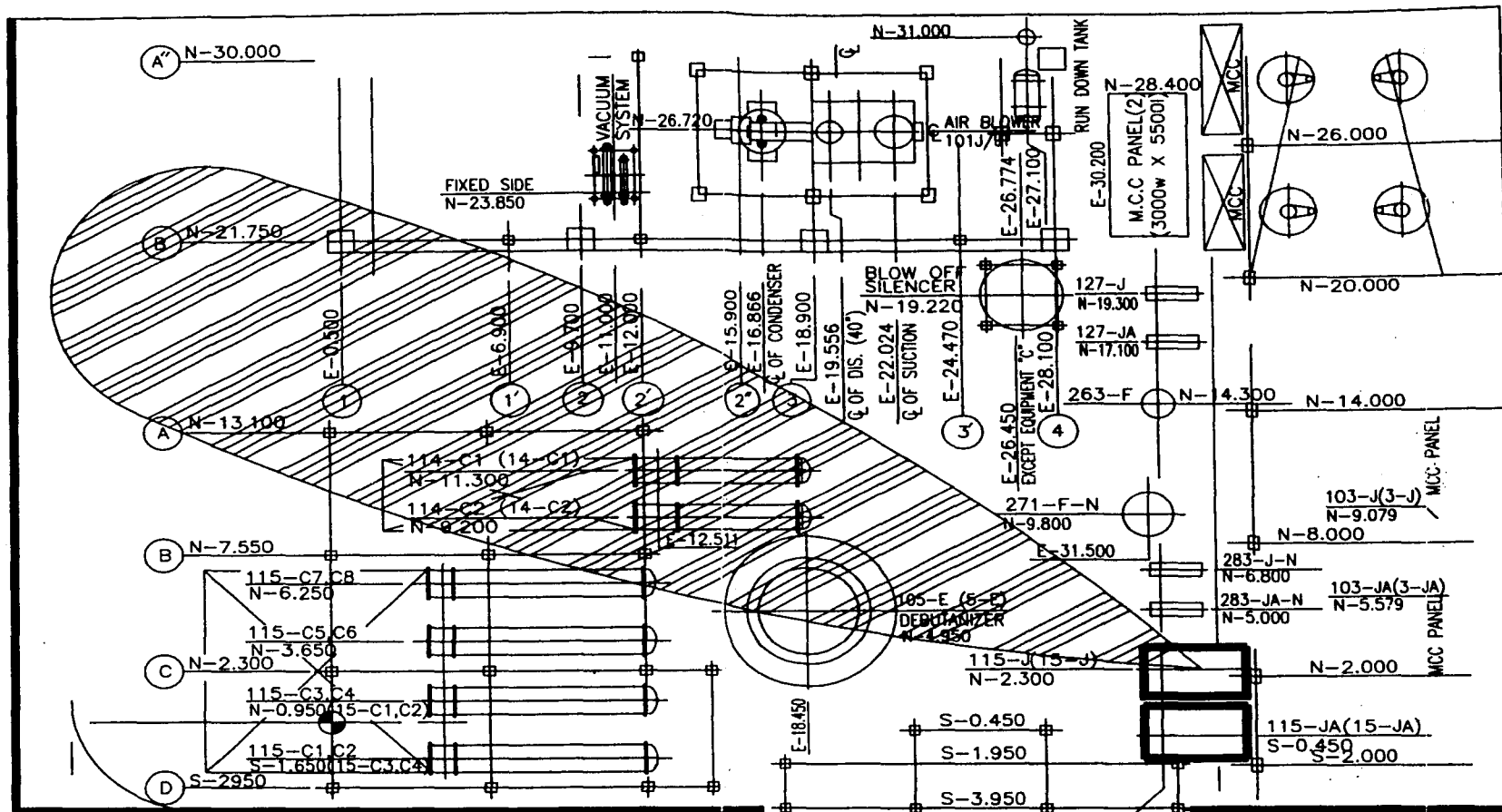
E-777.500

"A"

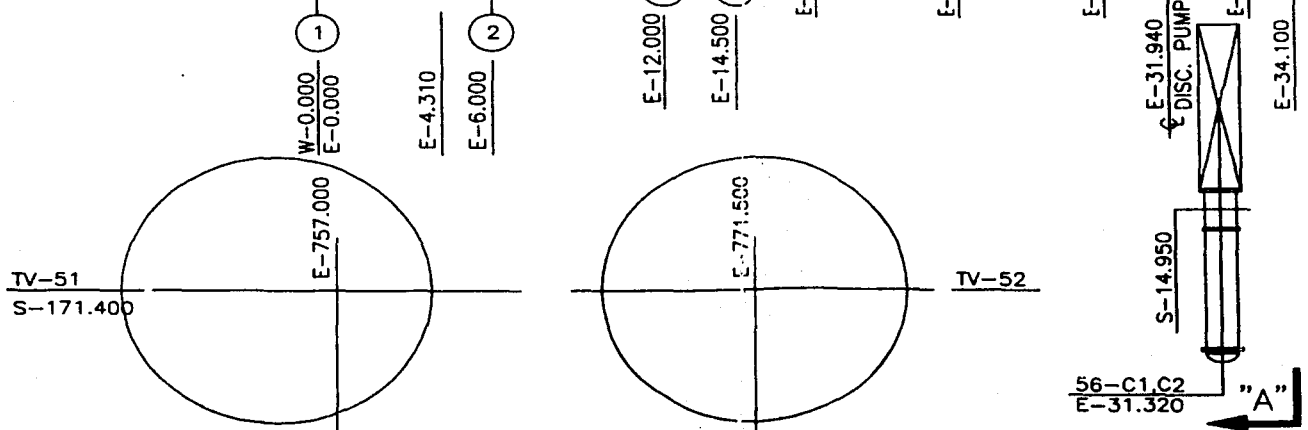
"B"

UTMAM INSTITUTO NACIONAL AUTÓNOMO DE MEXICO  
 F.O. FUNDACION DE INVESTIGACIONES Y ESTUDIOS S. DE LA S.A.  
 DIAGRAMA DE APERTURA POR CHINAS DE COMPRESOR  
 BOMBA 116-J/JA  
 PROYECTO/AREA: VRI/DIAGRAMA No. PQ-DT-08 / P. 01





FOR UPPER LEVELS  
SEE DETACHED PLAN "C", "D"





## **Aportación de esta tesis a la ingeniería química**

Se realiza en una planta FCC en la unidad de recuperación de vapores y se obtienen recomendaciones que ayudan a operar más segura la planta, recomendaciones que no estaban incluidas en el diseño original de la planta.

El realizar un análisis de riesgos nos ayuda a la evaluación ingenieril del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias/probabilidades y consecuencias de accidentes. La principal aportación de esta tesis es que los resultados pueden ser utilizados para la toma de decisiones, ya sea mediante la jerarquización de estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgos fijados como objetivo en una determinada actividad.



## BIBLIOGRAFÍA





## BIBLIOGRAFÍA

1. American Institute of Chemical Engineers. 1992. ***Guidelines for Investigating Chemical Process Safety***. Pp. 87-95. New York USA.
2. American Institute of Chemical Engineers. 1992. ***Guidelines for Hazard Evaluation Procedures***. Pp. 93-196. New York USA.
3. American Institute of Chemical Engineers, 2000. ***Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis***. Pp. 59-282. New York USA.
4. Butrón Silva Arturo. 1993 Asociación Mexicana de Higiene y Seguridad ***Principios generales de la Ingeniería de Seguridad. La esencia de la Ingeniería es la seguridad***. México.
5. De la Cruz, G. C., De la Cruz, G. F., García, P. R., Vázquez, L. J., Monroy, C. S., Cruz, G. M. J. 2000. ***Un esquema de Mejora de la Técnica HazOp***. Vol. 15. NÚM. 2. Pp. 49-60. Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, Departamento de Ingeniería Química. México.
6. Fuentes Aguilar. 1989. ***Boletín del instituto de geografía; riesgo ocupacional en la industria petrolera***. UNAM. Pp.105-123 México.
7. Gary, J. 1994. ***Petroleum refining technology and economic***. Pp. 101-147 New York USA.
8. Instituto Mexicano del Petróleo. 1999. ***Manual de operación de la planta catalítica FCC***. México.



9. Juárez González José Genaro. 2001. **Análisis de riesgos y operabilidad en el circuito de estabilización (Unidad 500), de la planta Hidrodesulfuradora de naftas de la refinería Miguel Hidalgo.** Tesis profesional. UNAM. México
10. Kletz, T. 1992. **Hazop and Hazan Identifying and Assessing Process Industry Hazards.** Pp. 70-86. New York USA.
11. **Manual de Seguridad Contra Incendios.** 1997, Fundación MAPRE, Madrid.
12. M. J. Cruz Gómez y Sonia Monroy. 2001. **Curso de Técnicas de investigación de Incidentes de los Procesos Químico.** Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, Departamento de Ingeniería Química. México.
13. Montero Martínez R. 1994. **Experiencia en la aplicación del método HazOp.** Pp. 15,69-75. Cuba
14. OCDE. 1992. **Principios, Guías para la Prevención de Accidentes Químicos, Preparación y Respuesta.** Vol. 51. Pp. 2-64. Cooperación y desarrollo económicos. París, Francia
15. PEMEX 1998 **Manual del Sistema Integral para la Administración de la Seguridad y Protección al Ambiente.** M
16. Santamaría, R.1998.**Análisis y reducción de riesgos en la industria química.** Pp. 53-82, 105-129. Ed. London. Madrid, España
17. Schwarzblatz.1986. **Boletín II : Desarrollo de sistemas expertos utilizando técnicas de análisis probabilístico de seguridad.** Pp. 70-86. México



18. W.L. Nelson. 1958. *Petroleum Refinery Engineers*. Pp.821,834,860,872,880.  
Kugakusha.

19. <http://www.jalisco.gob.mx/plegista/congreso/Debates/debliii/192/dic/d82-1.html>.  
Explosión de Guadalajara