

64



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



"ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN LA TORRE  
FRACCIONADORA Y CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA DE LA  
PLANTA CATALITICA I, FCC-I"

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

**INGENIERA QUIMICA**

P R E S E N T A :

**CLAUDIA EBDIN GONZALEZ LOPEZ**





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

## JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	ALEJANDRO ANAYA DURAND
Vocal.	Prof.	JESÚS ARTURO BUTRON SILVA
Secretario.	Prof.	CRUZ GOMEZ MODESTO JAVIER
1er. Suplente.	Prof.	BALDOMERO PÉREZ GABRIEL
2o. Suplente.	Prof.	NESTOR NOE LOPEZ CASTILLO

### SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA:

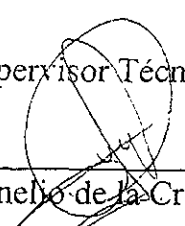
Laboratorio E-212  
Edificio E, Facultad de Química, UNAM.

Planta Catalítica I, FCC-1 de la Refinería Miguel Hidalgo.  
Tula. Hidalgo.

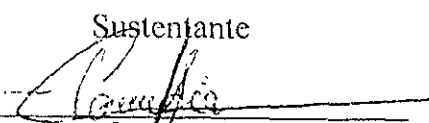
Asesor

  
\_\_\_\_\_  
Dr. M. Javier Cruz Gómez.

Supervisor Técnico

  
\_\_\_\_\_  
M.C. Cornelio de la Cruz Guerra

Sustentante

  
\_\_\_\_\_  
Claudia Ebdin González López.

## **DEDICATORIAS**

**OSCAR:**

**Por todo tu amor, comprensión y apoyo.**

**CIRCE:**

**Por la alegría con que llenas mi existencia y por ser el mejor regalo que la vida me ha dado.**

**DAVID Y CECILIA:**

**Por el esfuerzo que representa mantener una familia unida, por la confianza que han tenido conmigo y el apoyo para terminar esta etapa de mi vida.**

**ALFREDO Y HAZEL:**

**Por que siempre han estado en los momentos importantes de mi vida y me han brindado su confianza, amor y hermandad.**

**IGNACIA, FRUCTUOSO, MIGUEL, DANIEL Y NORA:**

**Por todo su apoyo, tanto moral como económico y por el gran amor del que siempre me han llenado; por una infancia feliz, por el ejemplo de la superación personal y por la unión que siempre han manifestado.**

## **AGRADECIMIENTOS**

**A DIOS:**

**Por la vida, el amor y la oportunidad de culminar este trabajo**

**AL DR. JAVIER CRUZ:**

**Por haberme dado la oportunidad de formar parte de este proyecto, por sus consejos y atinada dirección.**

**AL M.C. CORNELIO DE LA CRUZ GUERRA:**

**Porque tu ayuda significó un gran paso para culminar este proyecto.**

**AL ING. RAMÓN GARCÍA PINEDA**

**Por tus conocimientos que no dejas de compartir con quien los necesita.**

**A LOS INGENIEROS: CÉSAR MARÍN CORTÉS, FILEMON RODRÍGUEZ VELÁZQUEZ, RODOLFO PÉREZ LÓPEZ, EDGAR ESCOBAR, JUAN BALCAZAR Y FORTINO MALAGÓN:**

**Por todos sus comentarios, consejos y ayuda que enriquecieron este trabajo.**

**A MIS COMPAÑEROS:**

**Porque el trabajo en equipo representó una gran experiencia; por ser parte fundamental del desarrollo de mi vida profesional y por su amistad en los buenos y malos momentos.**

# ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
ÍNDICE DE TABLAS	III
ÍNDICE DE DIAGRAMAS	IV
LISTA DE ABREVIATURAS	V
<b>CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN</b>	
1.1. JUSTIFICACIÓN	2
1.2 OBJETIVOS	6
<b>CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO</b>	
2.1. ANTECEDENTES	9
2.2. TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS	12
2.2.1. MÉTODOS COMPARATIVOS	14
2.2.1.1. CÓDIGOS Y NORMAS	14
2.2.1.2. LISTAS DE COMPROBACIÓN (CHECKLIST)	15
2.2.1.3. ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES	17
2.2.2. ÍNDICES DE RIESGOS	18
2.2.2.1. ÍNDICE MOND	18
2.2.3. MÉTODOS GENERALIZADOS	19
2.2.3.1. ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)	19
2.2.3.2. ANÁLISIS WHAT IF	21
2.2.3.3. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS	22
2.2.3.4. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE EVENTOS (AAE)	26
2.2.3.5. ANÁLISIS DEL MODO DE FALLA Y SUS EFECTOS (AMFE)	26
2.2.3.6. ANÁLISIS DEL ERROR HUMANO	27
<b>CAPÍTULO 3. TRABAJO DE CAMPO</b>	
3.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO	29
3.2 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS QUE SE USARON	30
3.2.1. ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)	32
3.2.2. MATRIZ DE RIESGOS.	39
3.2.3. CLASIFICACIÓN DE RECOMENDACIONES	40
3.3. APLICACIÓN DE LA TÉCNICA ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)	41
3.3.1. LODOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E AL CONVERTIDOR 1-D	42
3.3.2. FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E	53

3.3.3. CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA	69
3.4. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS	95
3.5 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.	104
<b>CAPÍTULO 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	
4.1. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)	114
4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS	114
4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS	115
<b>ANEXO</b>	
DATOS DE SEGURIDAD PARA EL SULFURO DE HIDRÓGENO	122
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	126

## ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
TABLA.2.1. Principales métodos usados en la identificación de riesgos	13
TABLA 2.2. Símbolos comúnmente utilizados en el Análisis de Árbol de Fallas.	25
TABLA 3.1. Palabras guía utilizadas en el análisis HAZOP.	36
TABLA 3.2. Matriz de desviaciones para el análisis HAZOP en Procesos Químicos, de Refinación y petroquímicos.	37
TABLA 3.3. Matriz de desviaciones para el circuito: Lodos de la Torre Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D	44
TABLA 3.4. Matriz de desviaciones para el circuito: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E.	57
TABLA 3.5. Matriz de desviaciones para el circuito: Circuito de Gasolina Amarga.	76
TABLA 3.6. Resultados del Árbol de Fallas con todas las posibles causas.	97
TABLA 3.7. Resultados del Árbol de Fallas con recomendaciones.	98
TABLA 3.8. Frecuencia/Probabilidad para diferentes componentes.	99
TABLA 3.9. Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.	101
TABLA 3.10. Efectos de la nube tóxica de ácido sulfhídrico.	111
TABLA 4.1. Lista jerárquica de recomendaciones.	118



## ÍNDICE DE DIAGRAMAS

		PÁGINA
<b>DIAGRAMA 3.1</b>	Diagrama de Flujo de Proceso de la Planta Catalítica I, FCC-1.	31
<b>DIAGRAMA 3.2</b>	Sistemática del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP).	38
<b>DIAGRAMA 3.3</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Lodos de la Torre Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D.	43
<b>DIAGRAMA 3.4.1</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E.	54
<b>DIAGRAMA 3.4.2</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E.	55
<b>DIAGRAMA 3.4.3</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E.	56
<b>DIAGRAMA 3.5.1</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Gasolina Amarga.	71
<b>DIAGRAMA 3.5.2</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Gasolina Amarga.	72
<b>DIAGRAMA 3.5.3</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Gasolina Amarga.	73
<b>DIAGRAMA 3.5.4</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Gasolina Amarga.	74
<b>DIAGRAMA 3.5.5</b>	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Circuito: Gasolina Amarga.	75
<b>DIAGRAMA 3.6</b>	Diagrama de análisis de árbol de fallos para el Compresor 2-J con todas las posibles causas.	102
<b>DIAGRAMA 3.7</b>	Diagrama de análisis de árbol de fallos para el Compresor 2-J con recomendaciones incluidas.	103
<b>DIAGRAMA 3.8</b>	Diagrama de localización de la nube tóxica de Ácido Sulfhídrico a nivel de piso.	112

## LISTA DE ABREVIATURAS

ASME.	American Society of Mechanical Engineers.
API.	American Petroleum Institute.
NFPA.	National Fire Protection Association.
TEMA.	Tubular Exchanger Manufacture Association.
HAZOP.	Hazard and Operability.
OSHA.	Ocupational Safety and Health Administration.
AAE.	Análisis de Árbol de Eventos.
AAF.	Análisis de Árbol de Fallas.
AMFE.	Análisis del Modo de Falla y sus Efectos.
PSM.	Process Safety Management.
TE.	Top Event.
NOM.	Norma Oficial Mexicana.
LPG.	Liquid Petroleum Gas.
FCC.	Fluid Cracking Catalytic.
DTI.	Diagrama de Tubería e Instrumentación.
LPE.	Límite Permisible de Exposición (concentraciones máximas para jornadas laborales de horas).
IPVS.	Concentración Inmediatamente Peligrosa para la Vida o Salud.

**CAPITULO 1**  
**INTRODUCCIÓN**

## 1.1. JUSTIFICACIÓN

Una de las características que ha distinguido a la humanidad es el gran crecimiento tecnológico; lo que ha provocado que la industria de cualquier tipo tienda a expandirse, esto, aunado al crecimiento de la población trae como consecuencia que la separación entre las zonas industriales y las zonas habitacionales aledañas sea cada vez menor.

De esta preocupación resulta que los organismos y los gobiernos internacionales regulen con mayor énfasis los aspectos de seguridad en la industria para salvaguardar la integridad física y salud de los trabajadores, el medio ambiente y a los activos del negocio.

Petróleos Mexicanos, preocupado por la seguridad de cada una de sus plantas lleva a cabo programas de seguridad de acuerdo con las Normas actuales, para hacerlas más seguras y más eficientes, por tal motivo se creó el SIASPA.

El SIASPA es el Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental, en el que se incluyen todos los aspectos que se deben considerar para lograr una buena administración e integración de la seguridad y la protección ambiental en las operaciones de producción en las instalaciones petroleras, y tiene como objetivo *“Mejorar el desempeño en materia de Seguridad y Protección Ambiental en el corto y largo plazo e integrar su administración efectiva al ambiente de trabajo de Petróleos Mexicanos, de manera consistente con la política institucional sobre Seguridad Industrial y Protección Ambiental”*

El SIASPA está constituido por tres componentes y cada uno con una serie de elementos.

COMPONENTES	ELEMENTOS
<b>FACTOR HUMANO</b>	Política, Liderazgo y Compromiso Organización Capacitación Salud Ocupacional Análisis y Difusión de Incidentes Buenas Practicas Control de Contratistas Relaciones Públicas y con las Comunidades
<b>MÉTODOS</b>	Planeación y Presupuesto Normatividad Administración de la Información Tecnología del Proceso Análisis de Riesgos Administración del Cambio Indicadores de Desempeño Auditorias
<b>INSTALACIONES</b>	Planes y Respuestas a Emergencias Integridad Mecánica Control y Restauración

El SIASPA cuenta con varios instrumentos para su implementación y operación:

- El Manual SIASPA es el instrumento central que proporciona la interrelación entre los manuales de cada uno de los componentes mencionados anteriormente. Este es de uso específico para los centros de trabajo e incluye:
  - ❖ La Guía para el uso del Manual y
  - ❖ Los Manuales del Elemento con sus guías para la autoevaluación e implementación de acciones de mejoramiento.
- La caja de Herramientas que comprende lineamientos, anexos y documentos de apoyo a cada elemento que pueden servir de base para la preparación de los procedimientos y formatos requeridos en el SIASPA.

- La Guía para el *Plan de Implementación*, dirigida a las jefaturas de los centros de trabajo para diseñar los planes de implantación del sistema y las acciones de mejoramiento que lleven al logro de resultados.
- El Curso de *Administración del SIASPA*, destinado a la instrucción de los funcionarios superiores de Petróleos Mexicanos en su papel dentro del SIASPA.
- *Guías para los informes al Comité Corporativo de Seguridad y Protección Ambiental*.

Los beneficios que Petróleos Mexicanos espera obtener con la *implementación del SIASPA* son los siguientes:

- ❖ Incorporar la seguridad industrial y la protección ambiental a los planes de negocios de Petróleos Mexicanos a largo plazo.
- ❖ *Participación activa y visible de la alta dirección.*
- ❖ Desarrollo del sentido de propiedad en todos los trabajadores petroleros que impulse y consolide una cultura en seguridad y protección ambiental orientada a la prevención.
- ❖ Mejora en la productividad de los trabajadores petroleros y de las instalaciones basada en la confiabilidad de las operaciones.
- ❖ Reducción de riesgos a los trabajadores, a la población circunvecina y a las instalaciones
- ❖ Reducción significativa de incidentes e impactos ambientales, sus consecuencias y costos asociados.

- ❖ Mejoramiento en las relaciones con las comunidades cercanas a las instalaciones y con el pueblo de México.

El SIASPA no busca cambiar la cultura del trabajador petrolero, pero si enriquecerla de tal forma que en su quehacer diario queden incorporados en forma prioritaria los aspectos de seguridad y protección ambiental. Con lo anterior, el SIASPA contribuirá a cumplir con el compromiso de Petróleos Mexicanos de convertirse en una empresa nacional sólida, eficiente y competitiva, proyectándola al nivel de las mejores empresas petroleras internacionales en materia de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental.

Como parte del esfuerzo para la implementación del SIASPA la Refinería Miguel Hidalgo en coordinación con la Universidad Nacional Autónoma de México a través del Laboratorio L-212 del Conjunto E de la Facultad de Química realizó un Análisis de Riesgos y Operabilidad en la Planta Catalítica I (FFC-I) a fin de mejorar la seguridad, operabilidad y eficiencia de la misma a través del compromiso del personal que participa en la operación de dicha planta.

La Planta Catalítica I, FCC-1, de la Refinería Miguel Hidalgo de Tula de Allende Hidalgo tiene como función el procesar gasóleo pesado, el cual tiene un valor económico bajo en el mercado, para obtener productos más ligeros como son; LPG, Gasolina, Butano-Butileno, Gas Combustible y Propano, productos que por su refinación y alta calidad tienen un valor económico más alto.

*Para cumplir con dicha función la Planta Catalítica I FCC-1 está formada por las siguientes secciones:*

1. Reacción.
2. Fraccionamiento.

3. Recuperación de vapores.
4. Tratamiento de amina.
5. Tratamiento Merox.
6. Tratamiento de aguas amargas.
7. Fraccionadora de propano propileno.

## 1.2. OBJETIVOS DE LA PRESENTE TESIS

- Identificar y evaluar los escenarios potenciales de accidentes mediante la técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad HAZOP para las siguientes áreas:
  - a) Lodos de la Torre Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D
  - b) Fondos de la Torre Fraccionadora
  - c) Circuito de Gasolina Amarga
- Establecer las medidas necesarias que permitan mitigar los efectos de los riesgos evaluados para mejorar la seguridad de dichas áreas.
- Realizar la evaluación cuantitativa de un escenario potencial de accidente como es, **Falla del Compresor 2-J de extracción de gases del domo de la Torre Fraccinadora 1-E** aplicando la técnica de Análisis de Árbol de Fallas.
- Obtener las salvaguardas para reducir la probabilidad de que se presente el escenario de accidente.
- Aplicar la técnica de Análisis de Consecuencias para una **Nube tóxica de Ácido Sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) debido a una ruptura del tanque de balance de Agua Amarga 35-F.**



- Establecer las recomendaciones a implantar para reducir los efectos de la nube.

Finalmente el objetivo de realizar un Análisis de Riesgos y Operabilidad es el de poder tomar acciones preventivas y de control que minimicen los riesgos de operación y evite futuros problemas en la Planta Catalítica I, FCC-1, de la Refinería Miguel Hidalgo de Tula de Allende Hidalgo.



**CAPITULO 2**

**MARCO TEÓRICO**

## 2.1. ANTECEDENTES

Los accidentes potenciales que han venido ocurriendo en diferentes plantas de procesos químicos, de refinación y petroquímicos, y que han provocado cuantiosas pérdidas humanas y materiales, han sido uno de los motivos principales por los cuales se desarrollaron las diferentes Técnicas de Análisis de Riesgos.

Entre los accidentes que más han impacto podemos citar los siguientes:

- *La explosión ocurrida en la Planta de Producción de Caprolactama, a partir de la oxidación directa del ciclohexano, en Flixborough, Gran Bretaña, el 1 de junio de 1974.*
- *La fuga de Isocianato de Metilo (MIC) en una Planta de Unión Carbide, en Bhopal, India, el 17 de diciembre de 1984.*
- *La fuga de ácido fluorhídrico (HF), en la Refinería de Marathon Oil, en Texas, Estados Unidos, en octubre de 1987.*
- *La explosión de contenedores de LPG en San Juan Ixhuatepec, en México, DF, el 19 de noviembre de 1985.*

Estos accidentes y muchos más han sido el motivo de preocupación por la seguridad e higiene industrial y ecológica en la industria química de refinación y petroquímica que involucra actividades de manejo, almacenamiento y uso de productos químicos. Esta tendencia la ha expresado públicamente el Comité de Química de las Comunidades Europeas, refiriéndose a la década de los 90's y puede ser comunicada en todo el mundo de la siguiente manera:

“La seguridad e higiene industrial deberán ser una de las mayores prioridades del negocio, por lo que se tendrá que poner mayor atención tanto a mejorar la seguridad en la industria química, de refinación y petroquímica, como al riesgo que implica su funcionamiento para la población circundante y para el medio ambiente a largo plazo. La industria química, de refinación y petroquímica de todo el mundo tendrá que desarrollar una política más adecuada, en el corto plazo, para disminuir los riesgos, mediante el desarrollo de nuevos productos, tecnologías y procesos y/o mediante la prevención y control de riesgos, usando técnicas especializadas de identificación y evaluación de riesgos y mejorando los sistemas administrativos y de ingeniería.”<sup>(1)</sup>

Después de reconocer que las causas de estos accidentes pueden evitarse o que su gravedad o frecuencia puede reducirse, es decir, como una respuesta a la demanda de evitar estas catástrofes, o al menos mitigar sus consecuencias, se han creado diferentes técnicas para el estudio de Análisis de Riesgos.

Se entiende por **Análisis de Riesgos** el esfuerzo organizado para identificar, por medio de una serie de técnicas sistemáticas, las debilidades asociadas con el diseño u operación del proceso que podrían conducir a consecuencias indeseables (lesiones personales o daños catastróficos a equipos) y determinar las medidas para controlar estos riesgos y eliminar o al menos mitigar sus consecuencias.

La palabra **riesgo** significa la posibilidad de sufrir pérdidas o bien se puede considerar como una medida de pérdida económica.

La palabra **pérdida** significa un derroche de recursos innecesarios. Nos referiremos a **peligro** como cualquier condición física o química capaz de causar daños a las personas, al medio ambiente o a la propiedad. Entiéndase por **accidente** a cualquier acontecimiento no planeado que implica una desviación intolerable sobre las condiciones de diseño de un sistema causando daño a las personas, y/o al equipo, y/o a los materiales y/o al medio ambiente. Pueden ser accidentes menores o mayores.

**Accidente menor** es un acontecimiento no deseado que provoca daños leves a las personas, siendo necesaria la aplicación de primeros auxilios para que se incorporen nuevamente en sus actividades normales.

**Accidente mayor** es cualquier suceso que es consecuencia de un desarrollo incontrolable de una actividad industrial y que puede provocar una situación de gran riesgo, catástrofe o calamidad pública, inmediata o diferida para las personas, para el medio ambiente y para los bienes materiales, ya sea en el interior o exterior de las instalaciones.

Como podemos observar existe una diferencia clara entre riesgo y peligro aunque frecuentemente se habla de que hay un peligro elevado cuando en realidad se quiere decir que el nivel de riesgo es alto.

Por tanto, **Análisis de Riesgos** significa determinar el nivel de peligro potencial que representa una actividad, tanto para personas, medio ambiente e infraestructura, en términos de la magnitud del daño y la probabilidad de que tenga lugar.<sup>(2)</sup>

## 2.2. TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS

Como ya se ha expuesto, la primera etapa en los estudios de Análisis de Riesgos consiste en la identificación de los mismos. Los métodos existentes para lograr este objetivo difieren, tanto en su carácter cualitativo o cuantitativo como en su grado de sistematización.

En ocasiones, los riesgos son evidentes y no necesitan procedimientos especiales para ponerse de manifiesto. Este sería, por ejemplo, el caso de un reactor en el que se mezclen hidrocarburos y oxígeno cerca del intervalo de inflamabilidad. En otros casos los riesgos no son tan evidentes, y se requiere un análisis de cierta profundidad para desentrañar la clase de accidentes que pueden tener lugar.

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 procesos 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. Los métodos de identificación de riesgos se dividen en las siguientes tres categorías que se muestran en la tabla 2.1.

**Tabla 2.1.** Principales métodos usados en la identificación de riesgos <sup>(2)</sup>

<p><b>MÉTODOS COMPARATIVOS</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Códigos y Normas.</li> <li>• Listas de comprobación (Checklists).</li> <li>• Análisis Histórico de Accidentes.</li> </ul>
<p><b>ÍNDICES DE RIESGO O DE CLASIFICACIÓN RELATIVA</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Índice Dow.</li> <li>• Otros índices: Mond, IFAL, etc.</li> </ul>
<p><b>MÉTODOS GENERALIZADOS</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP).</li> <li>• Análisis de Modalidades de Falla y sus Efectos (AMFE)</li> <li>• Análisis de Árbol de Fallas (AAF).</li> <li>• Análisis de Árbol de Eventos (AAE).</li> <li>• Análisis ¿Qué pasa si...? (WHAT IF)</li> </ul>

Los Métodos Comparativos son aquellos que se basan en la experiencia previa acumulada en un campo determinado, ya sea como registro de accidentes previos o recopilada en forma de Códigos, Normas o Listas de Comprobación. Los Índices de Riesgo, aunque no suelen identificar riesgos concretos, son útiles para señalar las áreas de mayor concentración de riesgo, que requieren un análisis más profundo o medidas suplementarias de seguridad. Finalmente, los Métodos Generalizados proporcionan esquemas de razonamiento que se aplican en principio a cualquier situación, lo que los convierte en herramientas de análisis, versátiles y de gran utilidad.<sup>(2)</sup>

### 2.2.1. MÉTODOS COMPARATIVOS<sup>(2)</sup>

Los Métodos Comparativos de identificación de riesgos se utilizan para evaluar la seguridad de una instalación a la luz de la experiencia adquirida en operaciones previas de la compañía o en organizaciones externas a la misma.

#### 2.2.1.1. CÓDIGOS Y NORMAS<sup>(2)</sup>

En empresas químicas de cierta envergadura es frecuente que se hayan elaborado manuales técnicos internos que especifican cómo diseñar, distribuir, instalar, operar, etc., los equipos utilizados en sus instalaciones. El contenido de los manuales puede variar considerablemente, aunque siempre cumpliendo con la legislación local y nacional, así como con los estándares habituales de las distintas ramas de ingeniería. Éstos están disponibles, compilados 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:

1. Utilizar los manuales técnicos internos que están disponibles.
2. Usar los códigos y estándares de ingeniería para la evaluación y confiabilidad del diseño.
3. 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.



### 2.2.1.2. LISTA DE COMPROBACIÓN (CHECKLIST)<sup>(2)</sup>

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

Ejemplos:

A: Ya se ha tenido en cuenta.

B: No es aplicable.

C: Requiere un estudio con mayor profundidad.

Equipo o instalación	A	B	C
<b>LOCALIZACIÓN</b>			
* Implantación adecuada: ¿Se ha establecido la separación de unidades a partir de una evaluación de riesgos?	X		
* Accesibilidad: ¿Existen obstrucciones peligrosas ya sean sobre o bajo el terreno?		X	
* ¿Existen accesos y salidas de emergencia en número y de la amplitud suficiente?			X
* ¿Hay espacio suficiente para las líneas elevadas de servicios (electricidad, vapor, agua, aire comprimido, etc)?		X	
* ¿Se ha considerado la cercanía de fuentes de ignición? ¿Los vientos dominantes?	X		

Continúa ejemplo de Lista de Comprobación (Cheklist).

Equipo o instalación	A	B	C
<b>MATERIAL, EQUIPOS Y PROCESO</b>			
* ¿Se ha considerado la posibilidad de interfase entre operaciones adyacentes?	X		
* ¿Se ha previsto el almacenamiento adecuado de materiales especiales o inestables? ¿Se han segregado del resto? ¿Hay materiales que exijan un equipo especial para su manejo?		X	
* ¿Existen materiales o productos que pueden ser adecuadamente clasificados y etiquetados?	X		
* ¿Los materiales que constituyen los equipos son adecuados a las condiciones de proceso?	X		
* ¿Existe posibilidad de confinamiento de vapores en determinadas zonas?			X
* ¿Se han identificado todas las características de peligrosidad de las sustancias utilizadas?			X
* ¿Se ha revisado la seguridad de los procedimientos de toma de muestras?		X	
* ¿Los diagramas de proceso se mantienen al día?	X		
<b>INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL</b>			
* ¿Se han identificado apropiadamente válvulas, interruptores, instrumentos, etc.?			X
* ¿Se comprueba regularmente el funcionamiento de las alarmas, equipos de protección, equipos de puesta en marcha automática e instrumentación en general? ¿Se comprueba regularmente el correcto funcionamiento de las luces testigo e indicadores en el panel de control?			X
* ¿Existe una política adecuada para el establecimiento y cambio de los parámetros de control, así como para el control manual de algunas operaciones?		X	

### 2.2.1.3. ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES<sup>(2)</sup>

El Análisis Histórico de Accidentes es una herramienta de identificación de riesgos que emplea los datos recogidos en el pasado sobre accidentes industriales. La principal ventaja de esta técnica radica en que se refiere a accidentes ya ocurridos, por lo que los riesgos identificados con su uso son indudablemente reales. Asimismo, ahí reside también su principal limitación, ya que el análisis sólo se refiere a accidentes que han tenido lugar y de los cuales se posee información. El número de casos a analizar es, por tanto, finito, y no cubre, ni mucho menos, todas las posibilidades importantes.

Es necesario tener en cuenta, además, que la información disponible sobre un accidente es limitada, y a menudo sesgada, así como el hecho de que muchos accidentes e incidentes se registran de forma restringida o no se registran. Esto último es especialmente cierto en los casos en los que el accidente, que podría haber tenido consecuencias catastróficas, no llega a materializarse o lo hace de forma limitada debido a un cúmulo de circunstancias afortunadas.

A pesar de lo anterior, el Análisis Histórico de Accidentes es una técnica útil, que permite la identificación de riesgos concretos. Al menos, puede indicar a la dirección de una empresa lo que en otras instalaciones análogas o que procesan sustancias similares en los que ha ocurrido algún tipo determinado de accidente, le permitirá tomar acciones que prevengan un accidente similar. Es, además, un medio muy valioso para una verificación a posteriori de los modelos de que se dispone en la actualidad en cuanto a la predicción de las consecuencias de accidentes.

### 2.2.2. ÍNDICES DE RIESGOS<sup>(2)</sup>

Los Índices de Riesgo, como El Índice DOW o El Índice MOND, proporcionan un método directo y relativamente sencillo de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso, así como de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. No son, por lo tanto, sistemas que se utilicen para señalar riesgos individuales, sino que proporcionan un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. En todo caso, los índices de riesgo son útiles, porque proporcionan una estimación del orden de magnitud del riesgo en una determinada unidad de proceso.

#### 2.2.2.1. ÍNDICE MOND<sup>(2)</sup>

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 o ecuaciones.

Para hacer un Índice DOW se requiere la siguiente información: 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.

### 2.2.3. MÉTODOS GENERALIZADOS

#### 2.2.3.1. ANÁLISIS DE RIESGO Y OPERABILIDAD (HAZOP)<sup>(2)</sup>

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

El carácter sistemático del análisis consiste en realizar un examen basado en la aplicación sucesiva de una serie de palabras guía, que tienen por objeto proporcionar una estructura de razonamiento, capaz de facilitar la identificación de desviaciones. Cada vez que se identifica una desviación razonable, se analizan sus causas, consecuencias y posibles acciones correctivas, llevándose un registro ordenado de todo ello. Aunque evidentemente no existe garantía de que se puedan identificar todas las desviaciones posibles, supone una mejora muy considerable con respecto al procedimiento anterior, además semicuantifica los riesgos, mediante la combinación de las frecuencias o probabilidades y la gravedad o severidad; hace recomendaciones las cuales clasifica y jerarquiza de acuerdo al nivel del riesgo contraído, establece y jerarquiza las acciones para

darle seguimiento a las medidas correctivas determinadas por el equipo multidisciplinario.

Por su naturaleza multidisciplinaria el análisis HAZOP se aplica por un equipo que debe estar formado por personas de distinta procedencia, es decir, especialistas de diferentes áreas de la planta. El método está basado en el principio de que personas con distinta experiencia y formación pueden interaccionar mejor e identificar más problemas cuando trabajan juntos que cuando lo hacen por separado y combinan después sus resultados. La conjunción de los distintos enfoques al problema es lo que hace del análisis HAZOP una herramienta que estimula la generación de ideas. En particular, el método presupone que los miembros del equipo HAZOP no dudan en exponer las desviaciones, causas, consecuencias y soluciones que se les ocurren, aunque a primera vista puedan parecer poco razonables o imposibles, ya que ello puede estimular a otros miembros del equipo a pensar en desviaciones, etc., similares pero posibles. Para conseguir este objetivo es necesario que todos los miembros expongan sus ideas libremente, y que al mismo tiempo eviten criticar excesivamente las expuestas por los demás.

Por otro lado, la técnica HAZOP tiene como propósitos principales:

1. Identificar riesgos y determinar índices de riesgos. Los índices de riesgos nos permiten tomar decisiones de aceptar o no el riesgo encontrado después de un análisis costo-beneficio. Si el riesgo es aceptado este deberá controlarse o bien puede reducirse aun más. Si el riesgo no se acepta este deberá reducirse mediante técnicas de reducción de riesgos y controlarlo en su nivel actual.

Los tiempos para implementar las medidas de reducción y control de riesgos

están en función del nivel de riesgo encontrado usando una matriz de riesgos establecida con los índices de riesgos determinados.

2. Lograr que el personal que participa en los análisis HazOp y que está involucrado directamente en la operación de la sección o unidad de proceso, cambie su manera de pensar y actúe, en todo momento, con plena conciencia de los riesgos que implica la operación, fomentando así la seguridad de los procesos.

Los resultados que se pueden obtener con la técnica HazOp son:

1. Lista jerárquica de riesgos semicuantificados y sus efectos.
2. Lista jerárquica de recomendaciones.

Además de los resultados anteriores, durante la aplicación de la técnica HazOp se identifican los escenarios de accidentes, los cuales son considerados para la evaluación cuantitativa del riesgo, mediante un Análisis de Árbol de Fallas (AAF) o Análisis de Árbol de Eventos (AAE) y la evaluación de efectos y cálculo de daños, mediante modelos de evaluación de efectos y daños que se producirían si ocurre el escenario del accidente.

Actualmente, la OSHA (del Departamento de Trabajo de los Estados Unidos) tiene como requerimiento, dentro del modelo de administración de la seguridad de los procesos (PSM), publicado en febrero de 1992, la aplicación de la técnica HazOp como un medio para demostrar que una planta opera de manera segura.

#### **2.2.3.2. ANÁLISIS ¿QUE PASA SI...? (WHAT IF)<sup>(2)</sup>**

El análisis What if es comparativamente menos estructurado que el análisis HAZOP, que se acaba de exponer, aunque su aplicación presente algunas analogías evidentes. Debido a esta falta de estructura, se requiere una

mayor experiencia por parte de los participantes en el equipo que lo lleva a cabo, ya que de lo contrario son más que probables omisiones importantes.

El objetivo de un análisis What If es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. El análisis What If utiliza la pregunta ¿Qué pasa si...?, aplicada a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales. Las preguntas se realizan sobre áreas concretas (por ejemplo, seguridad eléctrica, protección contra incendios, instrumentación de un equipo determinado, almacenamiento, manejo de materiales, etc.) por un equipo de dos o tres expertos que poseen documentación detallada de la instalación, procedimientos de operación y acceso a personal de la planta para proveerse de información complementaria. Por lo general, de la aplicación de la pregunta ¿Qué pasa si...? se obtienen sugerencias de eventos iniciadores y fallas posibles, a partir de los cuales puede producirse una desviación peligrosa.

#### **2.2.3.3. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (AAF)<sup>(3)</sup>**

El análisis del Árbol de Fallas supone que un evento no deseado "Evento Pico" (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido y busca las causas del mismo y la cadena de eventos que pueden hacer que tenga lugar.

El AAF es una técnica que se emplea para determinar la secuencia de falla y las probabilidades de que se presenten, en sistemas complejos.

La trayectoria seguida desde los eventos básicos hasta el evento pico, se desarrolla empleando los mecanismos del álgebra Simbólica y las "Compuertas" o "Llaves" del Álgebra Booleana. En el análisis de Árbol de Fallas existen tres áreas principales de estudio.



- a) El riesgo, que es un evento potencialmente peligroso. Los riesgos son inevitables, aún cuando la probabilidad de un accidente sea muy pequeña.
- b) La existencia de los eventos que juntos o por separado pueden producir un riesgo. Los riesgos en la mayoría de los casos se producen por:
  - Fallas de Equipo y/o Instrumentos.
  - Error Operacional (error humano).
  - Fallas administrativas.
- c) Sistemas de protección de la planta.
  - Alarmas.
  - Válvulas de alivio/seguridad; discos de ruptura; válvulas de venteo.
  - Sistemas automáticos de seguridad.

Un sistema de protección, como en cualquier tipo de equipo, presenta dos formas de falla:

- a) Modo de Falla Seguro: en el cual se presenta un “disparo” falso de la planta (sin embargo puede producir un error humano).
- b) Modo de Falla en Riesgo: El sistema de protección no funciona, colocando en peligro inminente a las instalaciones. Es en este caso donde se introduce el concepto de “INDISPONIBILIDAD” o “FRACCIÓN EN TIEMPO MUERTO” (FDT).

*Indisponibilidad o Fracción de Tiempo Muerto, FDT* es la proporción promedio del tiempo total (que es de relevancia), en la que un componente, equipo o sistema es incapaz de proteger a la planta.

- a) Componentes en serie. El sistema de protección falla, cuando falla alguno de los componentes, se usa la llave lógica “OR” y los componentes están conectados en serie.

La fracción en tiempo muerto del sistema  $FDt$  se calcula por medio de la ecuación:

$$FDt = FDI_A + FDI_B - FDI_A = [FDI_A U FDI_B]$$

- b) Componentes en Paralelo: El sistema de protección falla cuando los componentes "A" y "B" fallan simultáneamente, se usa la llave lógica "AND" y los componentes se conectan en paralelo.

La fracción en Tiempo Muerto del sistema se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$FDt = FDI_A \cdot FDI_B = \{FDI_A \cap FDI_B\}$$

Esta relación se cumple sí:

- i. Las fallas de los dos componentes se presentan completamente al azar.
- ii. No hay conexión entre sí.
- iii. Las puertas se realizan en forma escalonada.

Como en casos anteriores, no necesariamente todas las posibles causas y cadenas de evolución son identificables, por lo que es recomendable combinar el AAF con otras técnicas que aumente la confiabilidad de la identificación, o bien que mejore los resultados del análisis ya que aquí sigue siendo válido el principio general de que los riesgos sin identificar son riesgos incontrolados.

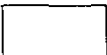



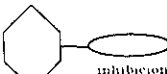
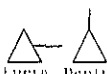

El Análisis del Árbol de Fallas es, por tanto, un proceso deductivo que permite determinar cómo puede tener lugar un suceso particular. Como método de análisis de riesgos es de los más estructurados y puede aplicarse a un solo sistema o dos sistemas interconectados. Es, además, una de las pocas técnicas capaces de tratar adecuadamente los fallas por causa común.

El AAF puede aplicarse durante el diseño, modificación u operación de la instalación. La aplicación del Árbol de Fallas permite evaluar la probabilidad de

pérdida/accidente (del evento culminante). Sin la cuantificación de la probabilidad de pérdida o accidente es difícil tomar una decisión con pleno conocimiento de la falla.

El resultado primario de una evaluación cualitativa es la estructura global de los mecanismos de fallos y una lista de conjuntos mínimos. Es posible la jerarquización de estos conjuntos mínimos, basada en el número de eventos básicos. Sin embargo, esta clasificación puede ser engañosa, por lo que una evaluación cuantitativa produce mejores resultados. Del Análisis de Árbol de Fallas se obtiene un diagrama lógico que ilustra las combinaciones de frecuencias o probabilidades de fallas y/o errores a través de puertas lógicas "Y" (producto de frecuencias o probabilidades) y puertas lógicas "O" (suma de frecuencias o probabilidades) que conducen a la cuantificación (probabilidad o frecuencia) de un evento culminante indeseable "TE". La siguiente tabla muestra algunos de los símbolos más usados en la realización del Análisis de Árbol de Fallas.

**Tabla 2.2.** Símbolos comúnmente utilizados en el análisis de Árbol de Fallas.<sup>(2)</sup>

	Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otros sucesos, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	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.
	Puerta Y: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puerta O: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más de los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas inhibición: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia del suceso de entrada y la satisfacción de una condición de inhibición.
	Transferencias. Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol en otra parte (por ejemplo, en otra página, por falta de espacio)
	Condición externa: Se utiliza para indicar una condición o un suceso que existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallos.

#### **2.2.3.4 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE EVENTOS (AAE)<sup>(2)</sup>**

El Análisis de Árbol de Sucesos evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un evento determinado. No interesa tanto en este caso estudiar cómo puede originarse el evento iniciador, sino cuáles son sus posibles resultados. Por tanto, en el análisis AAE se hace énfasis en un evento inicial que se supone ya ha ocurrido y se construye un árbol lógico que conecta dicho evento inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final.

El Árbol de Eventos se desarrolla de acuerdo con el siguiente esquema:

1. Identificación de sucesos iniciadores relevantes.
2. Identificación de las funciones de seguridad diseñadas para responder al suceso iniciador.
3. Construcción del Árbol de Eventos.
4. Descripción de las cadenas de acontecimientos resultantes.

#### **2.2.3.5. ANÁLISIS DEL MODO DE FALLA Y SUS EFECTOS (AMFE)<sup>(2)</sup>**

Este consiste en un examen de componentes individuales cuyo objetivo es evaluar el efecto que un fallo de los mismos puede tener en el comportamiento del sistema. Es un análisis sistemático, a menudo de duración considerable, que se realiza poniendo habitualmente el énfasis en fallas de funcionamiento de componentes.

El Análisis AMFE se lleva a cabo en equipo y requiere una documentación considerable que incluye los diagramas de proceso e instrumentación, los diagramas eléctricos, procedimientos de operación, diagrama de lógica instrumental, información sobre controles e interdependencias, etc. El equipo que lleva a cabo el análisis debe tener la información suficiente para comprender el

diseño, la operación de un componente y su interacción con el sistema del que forma parte.

### **2.2.3.6 ANÁLISIS DEL ERROR HUMANO<sup>(2)</sup>**

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 o 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 del Error Humano son:

- Una lista de los errores humanos que podrían ocurrir durante las operaciones normales y de emergencia.
- La lista de los factores que contribuyen a cometer errores y,
- La lista de las recomendaciones propuestas para eliminar o reducir dichos errores.

La información que se requiere para realizar un Análisis de Error Humano es la siguiente:

- A) Procedimientos de operación normal y de emergencia.
- B) Conocimiento del nivel de capacitación y adiestramiento de los empleados,
- C) Descripción de tareas y arreglo de los tableros de control y alarmas.



**CAPITULO 3**

**TRABAJO DE CAMPO**

### 3.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

La planta de desintegración catalítica se ha diseñado para una carga de 40 MB/D de gasóleo pesado para producir gas residual desulfurado para gas combustible, gas ácido para recuperación de azufre, propano-propileno L.P.G., butanos-butílenos L.P.G., gasolina debutanizada, aceite cíclico ligero y aceite decantado. La planta cuenta con un sistema Convertidor Catalítico-Fraccionadora, una sección de Recuperación de Vapores y una sección de Tratamiento con Amina (DEA) para eliminar  $H_2S$  de las corrientes de gas seco y de  $C_3 - C_4$ . Por otra parte se ha diseñado la Unidad de Extracción Merox para eliminar mercaptanos de la corriente de  $C_3 - C_4$  y la Unidad de Endulzamiento Merox para la gasolina.

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

Los gasóleos de carga son inyectados en la base del elevador del catalizador regenerado, el cual como viene caliente vaporiza dicha carga, la calienta a la temperatura de reacción y suministra el calor necesario para el cracking. La temperatura de salida del elevador, es controlado por la cantidad de catalizador admitida por la válvula tapón. Dicha temperatura es de aproximadamente  $527^{\circ}C$ .

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

- A). **Gas Combustible:** que es enviado a la red para este servicio.
- B). **Propano:** que es enviado a esferas como gas de alta presión.
- C). **Butano-Butileno:** que es enviado a esferas como gas de baja presión, o como traspaso a otras refinerías para la obtención de alquilados.
- D). **Propileno:** que es enviado como carga a la planta de acrílo-nitrilo.
- E). **Gasolina de Alto Octano:** que es enviada a tratamiento Merox para la eliminación de mercaptanos y posteriormente a tanques.
- F). **LPG:** que es enviado a esferas como gas de baja presión, para su comercialización.

El aceite cíclico ligero, es enviado a tanques de diesel nacional o a tanques y es usado como diluyente para combustóleo.

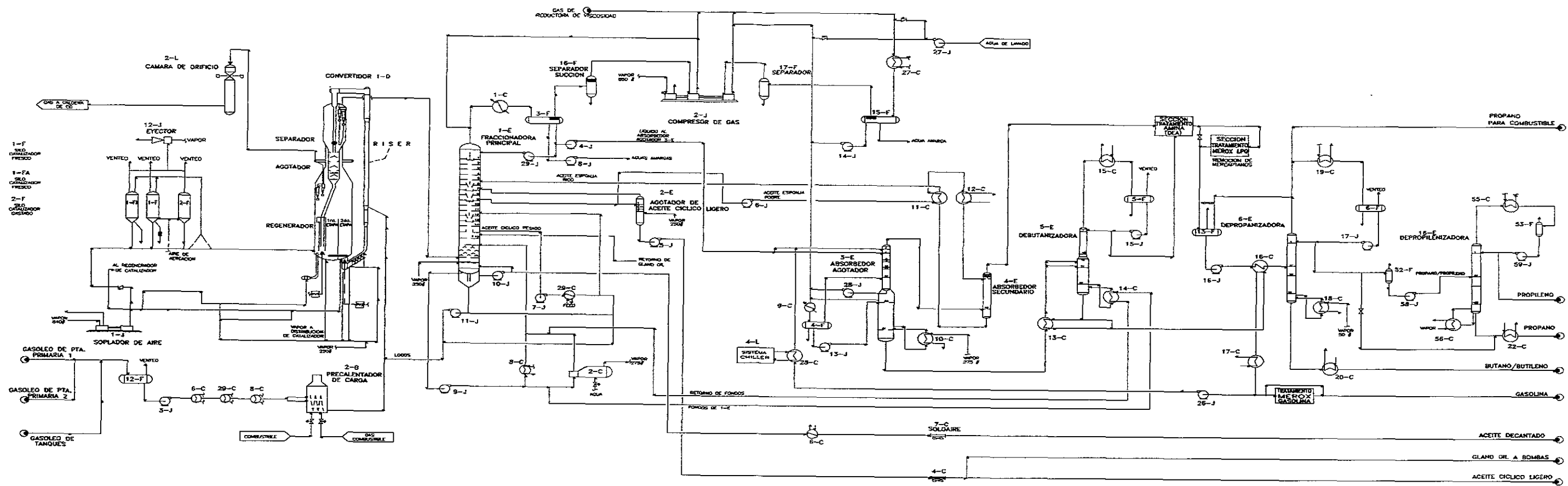
El aceite decantado es enviado a tanques como producto final para carga a negro de humo o como combustóleo. (Diagrama de Flujo de Proceso 3.1.)



### 3.2. Técnicas de Análisis de Riesgos que se usaron

Por su actividad, en la industria química, por más que se introduzcan salvaguardas, su actividad representa un cierto riesgo, que únicamente puede ser eliminado si eliminamos la industria química. Ya que la industria química es necesaria en el mundo actual, la solución al problema es determinar cuál es el nivel de riesgo aceptable en una instalación/proceso.

Para determinar este criterio se deben tomar en cuenta factores humanos,





	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	
	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA CATALITICA I, FCC-1	
CONV. UNAM-PEMEX FQ-308		DIAGRAMA No. 3.1

Para determinar este criterio se deben tomar en cuenta factores humanos, económicos, de responsabilidad legal y de imagen pública (análisis costo-beneficio).

Un estudio de riesgos completo puede hacerse usando las técnicas HAZOP, Análisis del Árbol de Fallas y el Análisis de Consecuencias. La técnica HAZOP identifica riesgos de operabilidad, la técnica de Árbol de Fallas (AAF) los cuantifica (determina la probabilidad o frecuencia de ocurrencia del evento culminante o potencial, el cual se identifica con la Técnica HAZOP) y permite tomar decisiones, y el Análisis de Consecuencias determina los efectos de un riesgo potencial identificado. Esta última información sirve para llevar a cabo acciones específicas de mitigación de efectos o daños.

### **3.2.1. ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)**

La Técnica HazOp se desarrolló a mediados de los años 60's por ingenieros de prevención de pérdidas y confiabilidad de la División MOND de la empresa Imperial Chemical Industries, ICI, de Gran Bretaña, cuando el control y la automatización de los procesos, más complejos y, en varios casos, más peligrosos, estaban siendo más complicados y centralizados para, aparentemente, hacer más económica su operación. Sin embargo, se encontró que un mayor control y automatización de los procesos con tecnología más complicada y centralizada, aunado a un decremento del conocimiento de los operadores respecto de estos procesos estaba produciendo un riesgo potencial que debía reducirse, incrementando el conocimiento de los operadores respecto de los procesos y sus riesgos, los cuales pueden ser identificados y analizados con la técnica HAZOP y haciendo más eficiente la operación.

HAZOP (Hazard and Operability Analysis) quiere decir Análisis de Riesgos y Operabilidad. La palabra Riesgo viene de la palabra en inglés Risk y la palabra Peligro viene de la palabra en inglés Hazard. Con base en la explicación anterior, HazOp debería traducirse como Análisis de Peligro y Operabilidad, sin embargo nosotros usaremos la palabra riesgo en lugar de peligro como se ha venido haciendo.

Para la aplicación correcta de la técnica HazOp se requiere que los Diagramas de Tuberías e Instrumentación estén completos. El grupo que dirige el estudio debe tener experiencia en análisis HazOp y cierto conocimiento de la planta en cuestión. Su misión es actuar de facilitador, asegurándose de que se sigue el procedimiento correcto sin descuidar ningún detalle, estimulando la discusión.

Además se deben realizar las actividades siguientes:

1. Tener pleno conocimiento del proceso (tanto físico como químico).
2. Revisar los registros históricos de incidentes o accidentes así como también los registros de calibración y prueba de líneas y válvulas de relevo (PSV's)
3. Seleccionar los nodos (en orden jerárquico) en los que se aplicará la técnica HAZOP.
4. Conocer y tener a la mano los procedimientos normativos internos, la normatividad local y nacional y Códigos y estándares internacionales.
5. Revisar los manuales de operación y mantenimiento, la información del control automático existente, los programas de capacitación y adiestramiento y los planes de emergencia. Toda esta información deberá estudiarse con el fin de conocer el proceso operativo y revisarse de acuerdo a las normas y estándares que sea aplicables con el fin de establecer recomendaciones

específicas durante y al final del estudio, evitando generalizaciones.

6. Revisar y actualizar (si es necesario) los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) y los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) para cada nodo seleccionado, así como también revisar las hojas de datos de equipos y líneas. Realizar un recorrido en el área con el grupo HAZOP, con el fin de observar las condiciones de seguridad en el nodo por analizar.

7. Establecer las reglas de trabajo: Puntualidad, participación activa y positiva, evitar las discusiones innecesarias y concentración en el estudio para la generación de ideas.

8. Aplicar la técnica de análisis de riesgos y operabilidad HAZOP en cada nodo seleccionado (Diagrama 3.2).

Durante la aplicación de la técnica es posible determinar, además de las desviaciones, causas y consecuencias las salvaguardas, recomendaciones y acciones, para reducir un riesgo.

9. Identificar escenarios potenciales de accidentes durante la aplicación de la técnica HAZOP.

10. Aplicación de la técnica de Análisis de Árbol de Fallas y Análisis de Consecuencias para cada escenario potencial identificado.

11. Reporte HAZOP.

A continuación se presenta la terminología que usa la técnica HAZOP y se hace una descripción de su significado.

- **MATRIZ DE DESVIACIONES.** Es una representación de la relación de las palabras guía con los parámetros del proceso

- **NODO.** Es una subdivisión de un sistema de proceso, que tiene un origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado, y un destino, en donde nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo.
- **PARÁMETRO.** Es una manifestación física o química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, etc.
- **PALABRA GUÍA.** Es aquella que indica la desviación parcial o total de la intención. (Tablas 3.1 y 3.2)
- **DESVIACIÓN.** Son las palabras guía que indican una modificación cualitativa o cuantitativa de los parámetros a analizar.
- **CAUSA.** Es lo que hace que un incidente o accidente ocurra. Por ejemplo, falla de un equipo, de un instrumento, error humano, condiciones meteorológicas, etc. Mediante un estudio más profundo, es posible encontrar las causas mencionadas.
- **CONSECUENCIA.** Es el daño leve o grave, producto de un incidente o accidente, que se ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, al medio ambiente y a las instalaciones.
- **SALVAGUARDA O PROTECCIÓN.** Es todo lo bueno que tiene un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o para mitigar sus efectos.
- **MEDIDA CORRECTIVA.** Es la medida que reduce la probabilidad del riesgo identificado o mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.

- **ÍNDICE DE RIESGO.** Es la combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad. Índice de Riesgo (pérdida/año) = Índice de Frecuencia (accidente/año) por Índice de Gravedad (pérdida/accidente).
- **ESCENARIO POTENCIAL.** Es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.
- **PROBABILIDAD Y FRECUENCIAS.** La probabilidad es la posibilidad matemática de que ocurra un evento y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La imposibilidad absoluta es cero y la certeza absoluta es 1. La frecuencia es el número de fallas de un componente o equipo, o el número de errores humanos por año, día, hora o demanda.

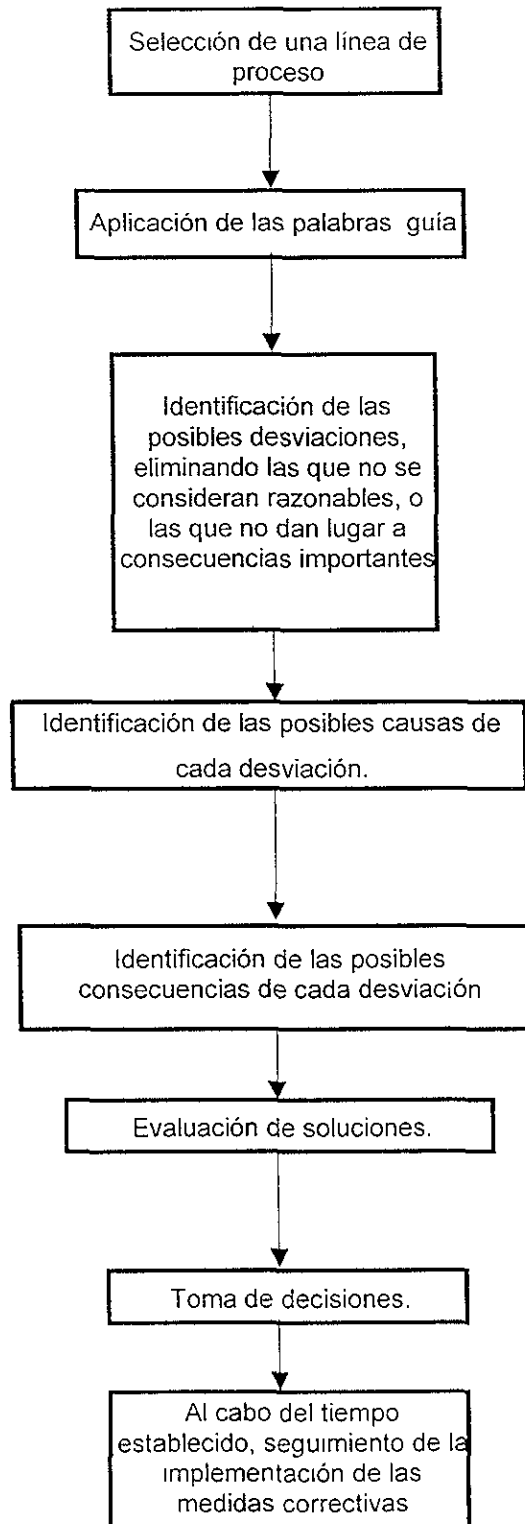
**TABLA. 3.1.** Palabras guía utilizadas frecuentemente en el análisis de HazOp.<sup>(4,5)</sup>

<b>NO</b>	No se consiguen las condiciones previstas en el diseño. Ejemplo: No hay flujo en una línea.
<b>MÁS/MENOS</b>	Aumentos o disminuciones cuantitativas sobre la condición de diseño. Ejemplo: Más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc.
<b>ADEMÁS DE</b>	Aumento cualitativo. Se consiguen las condiciones de diseño y ocurre algo más. Ejemplo. El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos.
<b>PARTE DE</b>	Disminución cualitativa. Solo parte de los hechos transcurren según lo previsto. Ejemplo: La composición del sistema es diferente de la prevista.
<b>INVERSIÓN</b>	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, etc.
<b>EN VEZ DE</b>	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto. Ejemplo: Cambio de catalizador, falla en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etcétera.

TABLA 3.2 Matriz de Desviaciones para el Análisis "HazOp" en Procesos Químicos, de Refinación y Petroquímicos

PALABRA GUÍA							
PARÁMETRO	No	Inverso	Más	Menos	Parte de	También como	Otro que
Flujo	No hay flujo	Retroceso	Más flujo	Menos flujo	Composición	Contaminación	Material equivocado
Presión			Más presión	Menos presión	Presión diferencial ( $\Delta P$ )	Golpe de ariete	Presión de vacío (colapso)
Temperatura			Alta temperatura	Baja temperatura	Gradiente ( $\Delta T$ )	Oxidación ó Fragilización	
Viscosidad			Alta viscosidad	Baja viscosidad	Cambio de fase		
Nivel	Vacío		Alto nivel	Bajo nivel			
Mezcla	No mezcla		Mezcla excesiva	Mezcla insuficiente		Espuma	
Reacción	No hay reacción	Reacción inversa	Reacción exotérmica	Reacción incompleta	Reacción secundaria	Cambio de fase	Reacción equivocada
Operación	Falla de servicios		Operación por encima de la capacidad de diseño	Espera	Arranque ó paro	Mantenimiento	Muestreo
Relevo	Inadecuado				Dos fases (Bifásico)	Efecto Joule-thompson	Explosión/ruptura por sobrepresión

Diagrama 3.2 Sistemática del Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp





### 3.2.2. MATRIZ DE RIESGOS

El índice o número de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, o bien para 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 una accidente y la severidad o gravedad de las consecuencias del mismo. Son varias las Matrices de Riesgos que podemos encontrar en la literatura y cada compañía que hace estudios de riesgos usa su propia Matriz de Riesgos. Para el caso que nos ocupa la Matriz de Índice de Riesgo es la siguiente:

<b>MATRIZ DE RIESGOS<sup>(6)</sup></b>	
<b>Frecuencia/probabilidad</b>	<b>Gravedad/consecuencia</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/destrucción mayores a la instalación y/o consecuencias extensivas fuera de la instalación.

Frecuencia	1	2	3	4	5
1	1	2	3	4	5
2	2	4	6	7	8
3	3	6	7	8	9
4	4	7	8	9	10
5	5	8	9	9	10

**Gravedad**

La Matriz de Riesgo anterior muestra una aceptabilidad del riesgo de 3.

### 3.2.3. CLASIFICACIÓN DE RECOMENDACIONES

Las recomendaciones se clasifican de acuerdo al nivel de riesgo encontrado y se obtienen directamente de la matriz de riesgos. Estas se clasifican de la siguiente manera:

**Clase A.** Las recomendaciones de la clase **A** son las que tienen la más alta prioridad. Esto significa que es necesaria una acción inmediata para reducir la probabilidad de ocurrencia del accidente, mediante técnicas de reducción de riesgos o para mitigar sus consecuencias o efectos. De acuerdo con la Matriz de Riesgos, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo **8-10**.

**Clase B** Las recomendaciones de la clase **B** son las que tienen prioridad media. Esto quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis de costo-beneficio y mediante el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo o mitigar sus consecuencias, para que basado en esto se tome la decisión de aceptar o no el riesgo. De acuerdo con la Matriz de Riesgos, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de **4-7**.

**Clase C** Las recomendaciones de la clase **C** son las que tienen la más baja prioridad. esto significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad (el riesgo puede ser reducido) pero que el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente (los riesgos deben controlarse dentro de los niveles aceptables). De acuerdo con la Matriz de Riesgos, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de **1-3**<sup>(6)</sup>

### **3.3. APLICACIÓN DE LA TÉCNICA: ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)**

Para el análisis HazOp se consideraron tres circuitos que son:

1. Lodos de la Fraccionadora al Convertidor
2. Fondos de la Fraccionadora
3. Circuito de Gasolina Amarga

Se seleccionaron estos circuitos debido a que en estos se presentan mayores riesgos al operar.

### 3.3.1. CIRCUITO 1. “LODOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E AL CONVERTIDOR 1-D”

#### DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO:

Los lodos formados por el catalizador se asientan en el fondo cónico de la Torre Fraccionadora 1-E y se extraen como un residuo pesado con ayuda de las bombas 11-J/JA para diluirse con aceite cíclico pesado y retornar al proceso con la carga que entra al Riser del Convertidor 1-D.

Los diagramas empleados para el circuito son los siguientes:

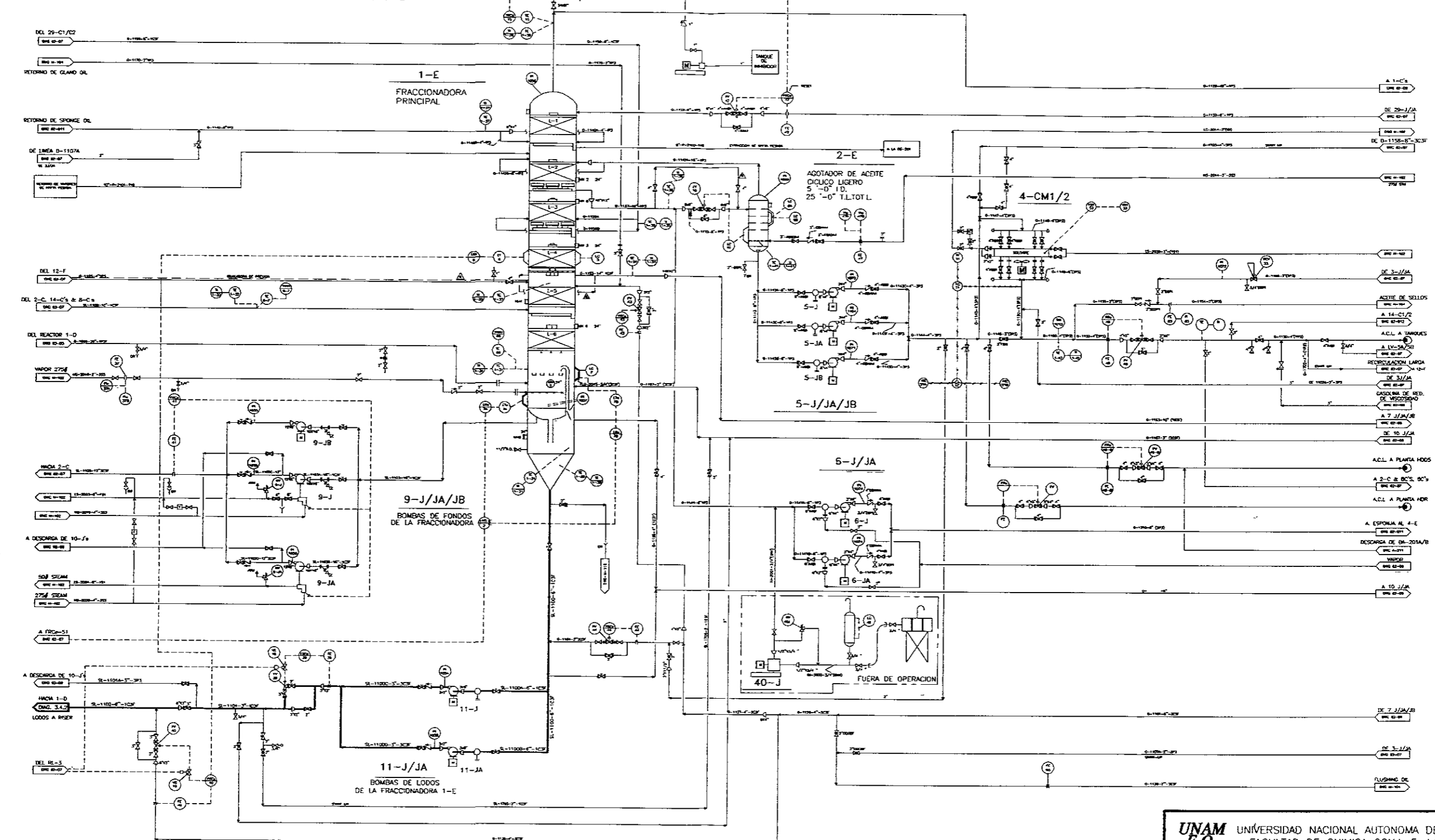
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Fraccionadora 1-E (3.3)

Para este circuito se aplicaron las palabras guías a los parámetros siguientes:

- Flujo
- Presión
- Temperatura

Y se obtuvo la siguiente Matriz de Desviación:

**LODOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E AL CONVERTIDOR 1-D**

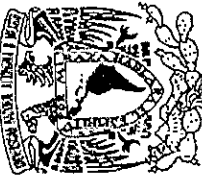


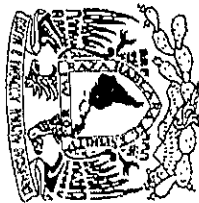
**UNAM F.Q.** UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 FRACCIONADORA 1-E

CONV. UNAM-PEMEX FO-308 | DIAGRAMA No. 3.3

**TABLA 3.3. MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO: LODOS DE LA FRACCIONADORA 1-E AL CONVERTIDOR 1-D**

	COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO	ÁREA/PROCESO: PLANTA CATALÍTICA I					
CIRCUITO: LODOS DE LA FRACCIONADORA 1-E AL CONVERTIDOR 1-D							
PRODUCTO: LODOS							
FECHA: 30 DE JUNIO DE 1999							
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO: LODOS DE LA FRACCIONADORA 1-E AL CONVERTIDOR 1-D</b>							
DESVIACION PARÁMETRO	NO	MÁS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TAMBIÉN COMO (ADEMAS DE)	OTRO QUE (EN VEZ DE)
PRESIÓN			MENOS PRESIÓN				
TEMPERATURA		MÁS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
FLUJO	NO FLUJO	MÁS FLUJO	MENOS FLUJO		FLUJO INVERSO		



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Area/proceso: Planta Catalítica I

Fecha: 30 de Junio de 1999

Modo: Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: Menos Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 División de flujo por la línea SL-1705-2''-1C3F de recirculación a la Torre Fraccionadora 1-E (Ver Diagrama No. 3.3).	1. Incremento instantáneo de temperatura en el reactor. 2. Incremento de sedimento en el fondo de la Torre Fraccionadora 1-E.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	No tiene protecciones.	1. Instalar un medidor de flujo en la línea de lodos a la fraccionadora.	B
2 Baja eficiencia en la descarga de las bombas 11-J's.	1 IDEM a la causa 1 de no flujo.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Instrumentación. 2. Programa de rotación de equipo dinámico. 3. Programa de mantenimiento predictivo y preventivo del sistema motor-bomba.	1 IDEM a las recomendaciones de la causa 1 de no flujo 2. Continuar con el programa de rotación de equipo dinámico.	B
3 División de flujo hacia 10-J a través de la línea SL-1101-3''-3P3 (Ver Diagrama No. 3.3).	1. Obstrucción con sedimento en circuito de aceite decantado. 2. Inestabilidad en la operación de la Torre Fraccionadora 1-E	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Procedimientos operativos de paro y arranque.	1. Supervisión de aplicación de los procedimientos operacionales. 2. Continuar con los programas de capacitación en la sección de la Torre Fraccionadora 1-E.	B



Fecha: 30 de Junio de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Cualquiera de las válvulas de compuerta cerradas (Ver Diagrama No 3 3)	1. Baja temperatura del cono asentador de lodos de la torre fraccionadora. 2. Incremento en la temperatura de reacción en el reactor. 3. Después de la bomba, fugas por sellos o accesorios y daño a la bomba 4. Antes de la bomba, cavitación de la misma.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. TI-1-38, FIC-39, TI-28, TIC-2. 2. Procedimientos operativos de paro y arranque. 3. Dispositivo de protección térmica por sobrecalentamiento del motor de la bomba 11-J/JA.	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico. 2. Verificar el cumplimiento de los programas de capacitación al personal operativo y de los procedimientos operacionales.	B
2. Falla de la bomba 11-J.	1 IDEM a las consecuencias de la causa 1.	4 (3)	2 (1)	7 (3)	1. Bomba de relevo, 11-JA. 2. Programa de rotación de equipo dinámico.	1. Continuar con el programa de rotación de equipo dinámico. 2. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B
3. Falla la válvula FV-39 en posición de cerrada.	3. Fugas por sellos o accesorios y daño a la bomba.	4 (3)	2 (1)	7 (3)	1. Directo de válvula automática 2. TI-1-38, FIC-39, TI-28, TIC-2.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B





**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 30 de Junio de 1999  
**Modo:** Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)  
**Desviación:** No Flujo      **Producto:** Gasolina

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4 Taponamiento de la línea por deficiente dilución de lodos y/o incremento de finos de catalizador en el fondo de la torre fraccionadora	1. Baja temperatura del cono asentador de lodos de la torre fraccionadora. 2. Incremento en la temperatura de reacción en el reactor. 3. Después de la bomba, fugas por sellos o accesorios y daño a la bomba 4. Antes de la bomba, cavitación de la misma.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. FIC-44, FIC-40, TI-1-38, FIC-39, TI-28, TIC-2. 2. Programa de limpieza de pichanchas de las bombas 11-J's.	1. Continuar con el programa de limpieza de pichanchas de las bombas 11-J's 2. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico. 3. Verificar el cumplimiento de los programas de capacitación al personal operativo y de los procedimientos operacionales.	B



Fecha: 30 de Junio de 1999

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo      Área/proceso: Planta Catalítica I

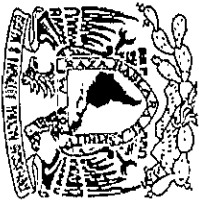
Nodo: Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

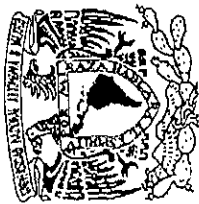
Desviación: Menos Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Baja eficiencia de la bomba 11/J.	<p>1. Baja temperatura del cono asentador de lodos de la torre fraccionadora.</p> <p>2. Incremento en la temperatura de reacción en el reactor.</p> <p>3. Después de la bomba, fugas por sellos o accesorios y daño a la bomba</p> <p>4. Antes de la bomba, cavitación de la misma.</p>	1 (1)	1 (1)	1 (1)	<p>1. Instrumentación.</p> <p>2. Programa de rotación de equipo dinámico.</p> <p>3. Programa de mantenimiento predictivo y preventivo del sistema motor-bomba.</p>	<p>1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a equipo dinámico.</p> <p>2. Verificar el cumplimiento de los programas de capacitación al personal operativo y de los procedimientos operacionales.</p> <p>3. Continuar con el programa de rotación de equipo dinámico.</p>	C



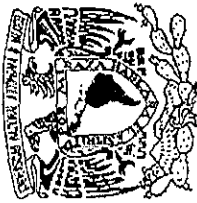
**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 30 de Junio de 1999  
**Nodo:** Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Gasolina  
**Desviación:** Menos Temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 Baja temperatura en el fondo de la Torre Fraccionadora.	1. Obstrucción en el circuito de lodos.	1 (1)	2 (2)	2 (2)	1. Instrumentación ( FIC-67, FIC-92, PIC-13).	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Seguir con la capacitación al personal y verificar el aprendizaje.	C



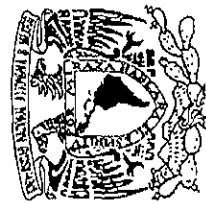
Compañía: Refinería Miguel Hidalgo      Área/proceso: Planta Catalítica I      Fecha 30 de Junio de 1999  
 Nodo: Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D  
 Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      Producto: Gasolina  
 Desviación: Más Temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 Alta temperatura en el fondo de la Fraccionadora.	1. Generación de coque. 2. Obstrucción en la succión de las bombas 11-'J's.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Instrumentación ( FIC-67, FIC-92, PIC-13).	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Seguir con la capacitación al personal y verificar el aprendizaje.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 30 de Junio de 1999  
**Nodo:** Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Gasolina  
**Desviación:** Más Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla de la válvula FV-40 en posición de más abierto de lo normal/abierto total localizadas en las líneas SL-1100A-6"-1C3F y O-1138-4"-3C3F (ver diagrama No. 3.3)	1. Flujo inverso de hidrocarburo al regenerador durante el paro de planta.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Procedimientos operacionales. 2. Instrumentación.	1. Automatizar el desvío de carga y lodos al reactor con válvulas motorizadas.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 30 de Junio de 1999  
**Modo:** Lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Gasolina  
**Desviación:** Flujo Inverso

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alta presión en la línea 0-1160-12"-3C3F del circuito de carga	1. Incremento de nivel en la torre fraccionadora.	3 (1)	2 (1)	6 (1)	1. Doble check, en bomba y en la línea de lodos al reactor. 2. Programa de revisión de check's. 3. LIC-777A.	1. Continuar cumpliendo con el programa de revisión de check's. 2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 1. Verificar cumplimiento del procedimiento para rotación de motor.	C
2. Sentido de giro inverso de la flecha de la bomba	1. Incremento de nivel en la torre fraccionadora. 2. Daño a las bombas 11-J's.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Procedimiento de entrega de equipo por parte de eléctrico a operación, después del mantenimiento	1. Verificar cumplimiento del procedimiento para rotación de motor.	C

### 3.3.2. CIRCUITO 2. "FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E."

#### DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO:

Los fondos se extraen con las bombas 9-J/JA, una corriente se va hacia los 8-C, a precalentar la carga fresca. Otra corriente se va hacia los 14-C, para darle temperatura al fondo de la Torre Debutanizadora 5-E, una tercera corriente va a la caldereta 2-C donde se enfría . De esta manera, los fondos que se extraen calientes se retoman a la Torre Fraccionadora 1-E un poco más fríos y con ello se establece el equilibrio térmico de esta torre.

Los diagramas empleados para el circuito son los siguientes

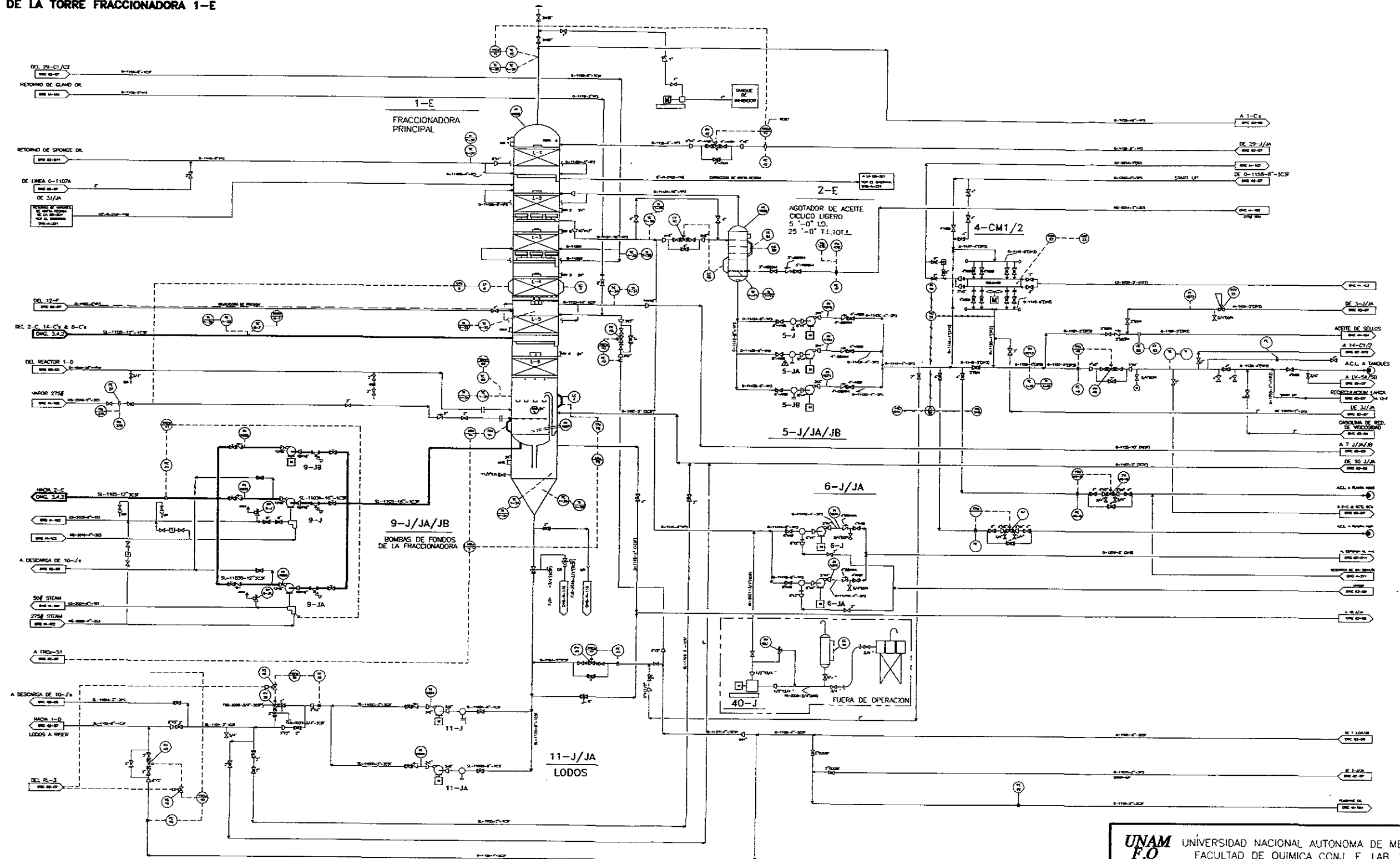
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de La Sección de Precalentamiento de Carga (3.4.1)
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Fraccionadora 1-E (3.4.2)
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de La Sección de Recuperación de Vapores (3.4.3)

Para este circuito se aplicaron las palabras guías a los parámetros siguientes:

- Flujo
- Presión
- Temperatura

Obteniéndose la siguiente Matriz de Desviación:

FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E




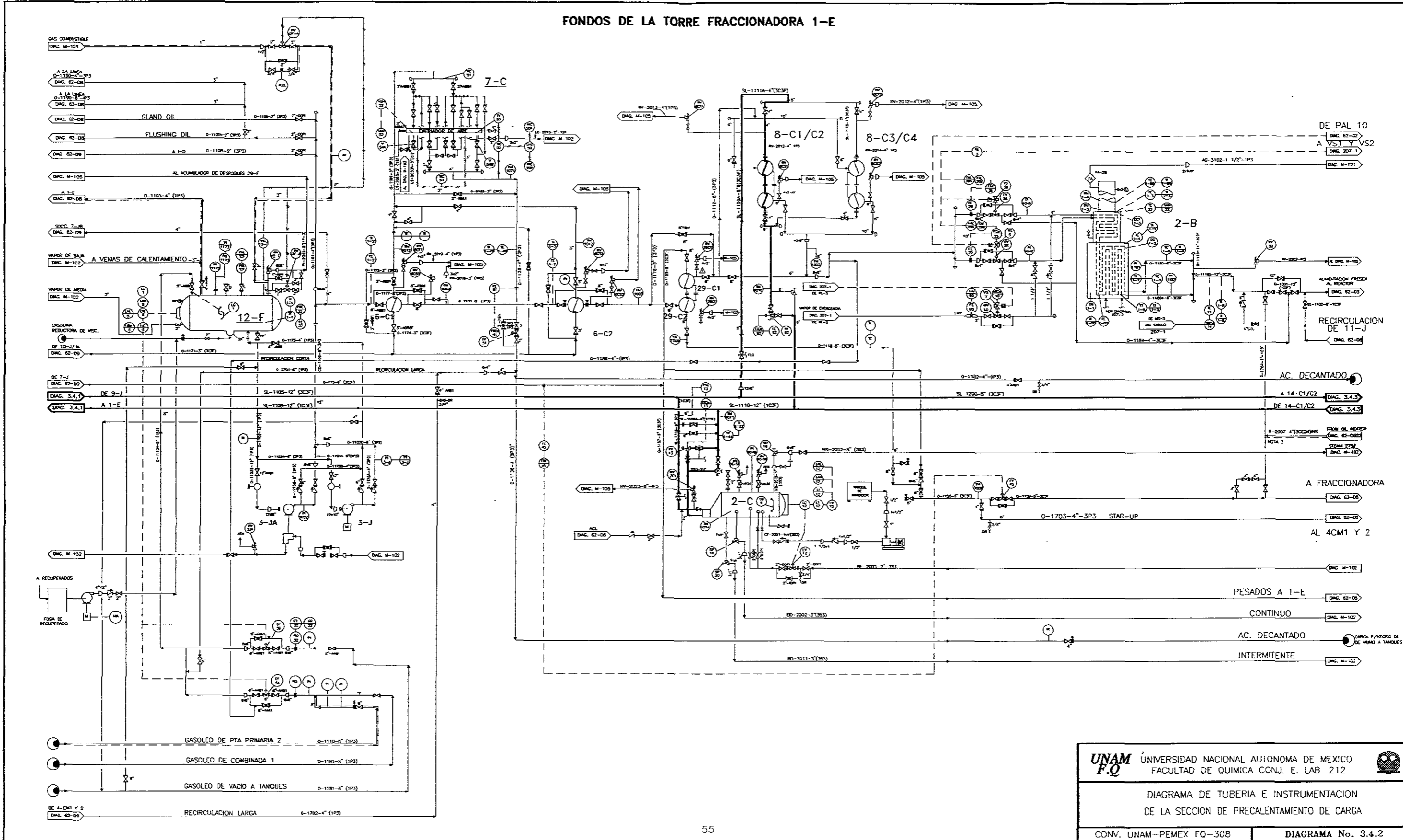

**UNAM F.Q.** UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 FRACCIONADORA 1-E

CONV. UNAM-PEMEX FQ-308 DIAGRAMA No. 3.4.1



FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E



FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E

5-F  
ACUMULADOR DE LA DEBUTANIZADORA  
6'-0" D X 20'0" L

5-E  
TORRE DEBUTANIZADORA  
9'-0" D X 10'6" D X 97'6" L

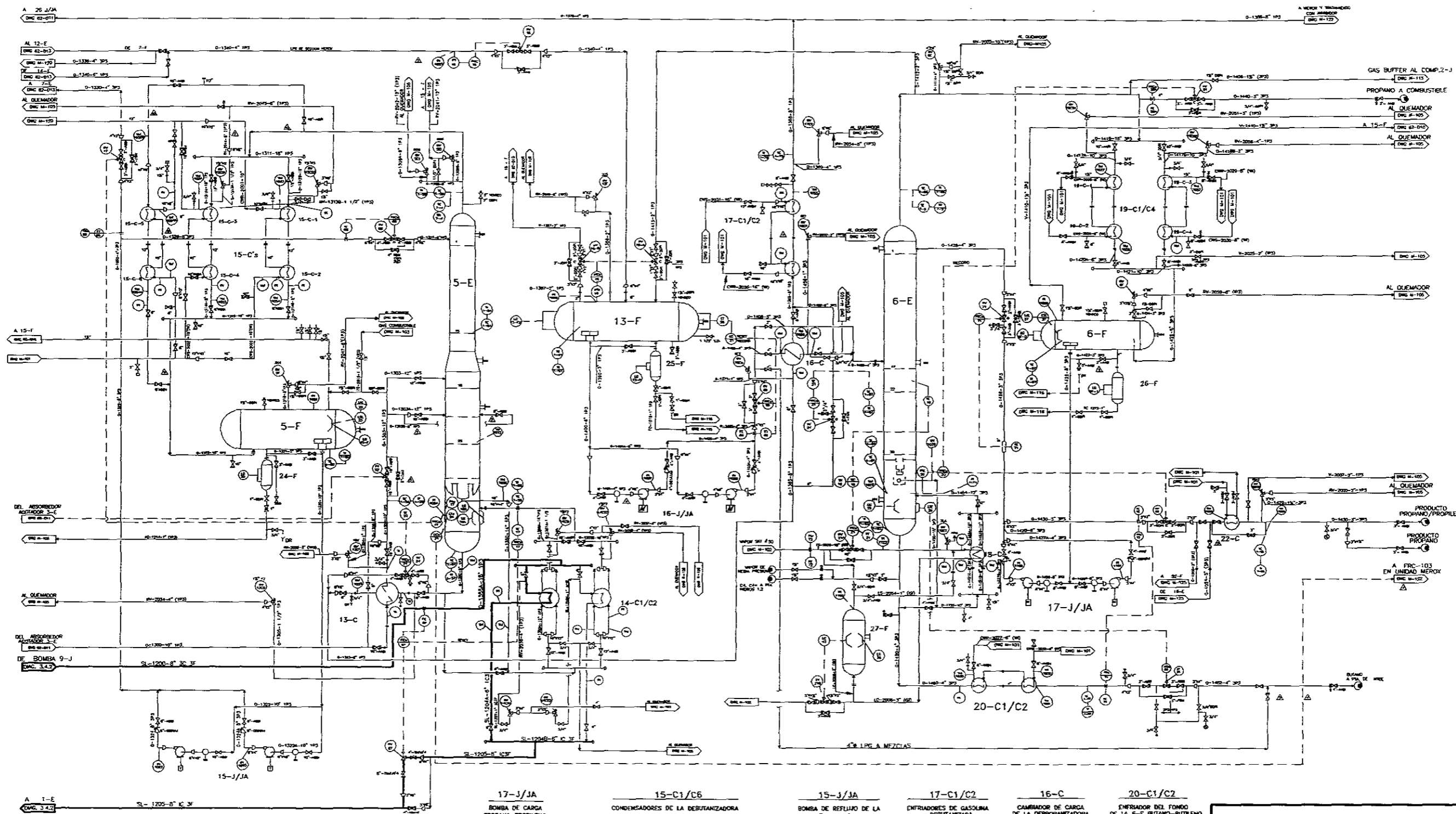
13-F  
ACUMULADOR DE LA DEPROPANIZADORA  
15'-0" D X 15'0" L

6-E  
TORRE DEPROPANIZADORA  
7'-6" D X 69'-6" L

6-F  
ACUMULADOR DE LA DEPROPANIZADORA  
4'-6" D X 20'-0" L

22-C  
ENFRIADOR DE PROPANO

19-C1/C4  
CONDENSADORES DEL DOMO DEPROPANIZADORA



17-J/JA  
BOMBA DE CARGA  
PROPANO-PROPILENO

15-C1/C6  
CONDENSADORES DE LA DEBUTANIZADORA

15-J/JA  
BOMBA DE REFLUJO DE LA  
DEBUTANIZADORA

17-C1/C2  
ENFRIADORES DE GASOLINA  
DEBUTANIZADA

16-C  
CAMBIADOR DE CARGA  
DE LA DEPROPANIZADORA

20-C1/C2  
ENFRIADOR DEL FONDO  
DE LA 6-E BUTANO-BUTILENO

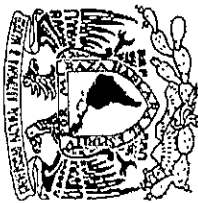
**UNAM F.Q.** UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
SECCION DE RECUPERACION DE VAPORES

CONV. UNAM-PEMEX FO-308 | DIAGRAMA No. 3.4.3

**TABLA 3.4. MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO: FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E**

		COMPañÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO	ÁREA/PROCESO: PLANTA CATALÍTICA I				
CIRCUITO: FONDOS DE LA FRACCIONADORA 1-E							
PRODUCTO: FONDOS			FECHA: 9 DE JULIO DE 1999				
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO: FONDOS DE LA FRACCIONADORA 1-E</b>							
DESVIACIÓN PARÁMETRO	NO	MÁS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TAMBIÉN COMO (ÁDEMAS DE)	OTRO QUE (EN VEZ DE)
PRESIÓN			MENOS PRESIÓN				
TEMPERATURA		MÁS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
FLUJO	NO FLUJO		MENOS FLUJO				



Fecha: 9 de julio de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Modo: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Fondos

Desviación: Más Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 Funcionamiento de 2 ó 3 bombas simultáneamente.	1. Se enfría por debajo de la temperatura normal de operación el fondo de la Torre Fraccionadora 1-E. 2. Se incrementa la presión de la bomba a las válvulas PV-13, FV-92 y FV-67. 3. Ruptura posible de los tubos de 2-C, 8-C's y 14-C's.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Válvulas de relevo RV-2CT, RV-8CT1/CT2, RV-14CT1/CT2. 2. Procedimiento de operación y capacitación. 3. Programa de mto preventivo a válvulas de relevo ( pruebas y calibraciones).	1. Continuar con el Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de relevo (pruebas y calibraciones). 2. Continuar con cumplimiento de los Procedimientos de operación y capacitación.	B
2 Falla PIC-13 en posición de abierto.	1. IDEM a las consecuencias 1 de la causa 1. 2. Enfriamiento de la debutanizadora por debajo de la temperatura normal de operación.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. FIC-92 y TIC-17/FIC-67.	1. Continuar con el Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos (pruebas y calibraciones)	B
3 Falla FIC-92 en posición de abierto.	1. IDEM a las consecuencias de la causa 2	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Programa de mto. preventivo a instrumentos. 2. PIC-13 y TIC-17/FIC-67.	1. Continuar con el Programa de mto preventivo a instrumentos (pruebas y calibraciones).	B
4 Falla FIC-67 en posición de abierto.	1. Incremento de la temperatura del fondo de la Torre 5-E. 2. Disminuye la temperatura del fondo de la Torre 1-E	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. PIC-13 y FIC-92.	1. Continuar con el Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos (pruebas y calibraciones).	B



Fecha: 9 de julio de 1999

Area/proceso: Planta Catalitica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Fondos.

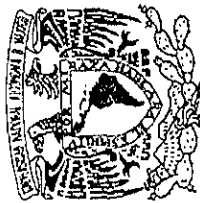
Desviación: Menos Temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Ensuciamiento en las paredes de los tubos de la caldereta 2-C	1. Bajo intercambio de calor. 2. Incremento de la temperatura del fondo de la Torre 1-E. 3. Incrementa la presión de descarga de la bombas 9-J's.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a equipo. 2. Programa de reparación general institucional.	1. Cumplir con los programas de mantenimiento preventivo a equipo. 2. Cumplir con el Programa de reparación general institucional.	B
2 Ruptura de tubos del equipo 2-C (paso de condensado hacia los tubos).	1. Contaminación de fondos de la torre fraccionadora. 2. Sobrepresión de la Torre Fraccionadora 1-E.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B
3. Ruptura de tubos del equipo 14-C 's (paso de condensado hacia los tubos)	1. Baja la eficiencia de las bombas 9-J. 2. Daños de bombas 9-J's 3. Baja eficiencia de la Torre 5-E	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Indicadores de presión y temperatura. 2. IDEM a las protecciones de la causa 1. 3. Equipo de relevo.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B
4 Ruptura de tubos del equipo 8-C 's	1. Contaminación los fondos con carga 2. Incremento de nivel de la torre fraccionadora.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 3.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B



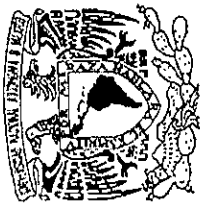
**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 9 de julio de 1999  
**Nota:** Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Fondos.  
**Desviación:** Menos Temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5. Ensuciamiento de tubos en 8-C's.	1. Baja eficiencia de intercambio de calor. 2. Se incrementa el consumo de gas combustible en el calentador 2-B.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1. 2. Equipo de relevo disponible.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1. 2. Mantener el equipo de relevo disponible.	B
6. Ensuciamiento de tubos en 14-C's	1. Baja eficiencia de intercambio de calor. 2. Bajos rendimientos de cortes laterales en la Torre Fraccionadora 1-E 3. Aumento de temperatura de los fondos de la torre 1-E.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Baja eficiencia de intercambio de calor. 2. Disminución de temperatura en los fondos de la torre 1-E. 3. Aumento de temperatura de los fondos de la torre 1-E.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1. 2. Mantener el equipo de relevo disponible.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 9 de julio de 1999  
**Nodo:** Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Fondos.  
**Desviación:** Más Temperatura

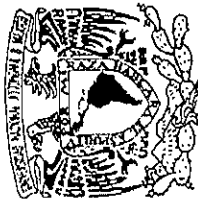
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 Alta temperatura en el fondo de la torre Fraccionadora 1-E	1. Generación de coque. 2. Obstrucción de la succión de las bombas 11-J's.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Instrumentación (FIC-67, FIC-92, PIC-13).	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Seguir con la capacitación al personal y verificar el aprendizaje.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 9 de Julio de 1999  
**Nodo:** Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Fondos.  
**Desviación:** Menos Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Baja eficiencia de las bombas 9-J's.	1. El fraccionamiento de LPG y gasolina no es el adecuado. 2. Aumenta la PVR de la gasolina. 3. Aumenta la presión del tanque de almacenamiento.	3 (2)	4 (4)	8 (7)	1. Bombas de relevo. 2. Programa de mantenimiento.	1. Realizar diagnóstico operacional de desviaciones en la operación y realizar el mantenimiento preventivo. 2. Incluir en el paro institucional la inspección y limpieza de las líneas de succión de las bombas 9-J's.	B





Fecha: 9 de julio de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

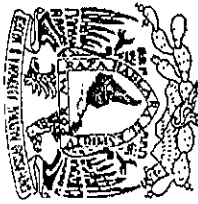
Nodo: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto Fondos

Desviación: No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Proyecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula macho V1 (localizada antes de la bomba 9-J, Diagrama No. 3 4.1) cerrada	<ol style="list-style-type: none"> <li>Alta temperatura y carbonización en la torre fraccionadora y en el circuito de fondos.</li> <li>Disminución de la temperatura en la torre debutanizadora.</li> <li>Disminución de la temperatura en la carga de gasóleo al convertidor.</li> <li>Variación en la temperatura de reacción.</li> <li>Inestabilidad en la operación del compresor 2-J.</li> <li>Paro de planta.</li> <li>Cavitación y daño en la bomba 9-J.</li> </ol>	3 (2)	3 (2)	7 (4)	<ol style="list-style-type: none"> <li>Indicadores de presión, flujo, temperaturas y alarmas en el circuito (PIC-13, FIC-92 y FIC-67).</li> <li>Procedimientos de operación y de emergencia.</li> <li>Bombas de relevo 9-JA y B.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Dar seguimiento a los procedimientos de operación y de emergencia así como al protocolo de arranque de planta.</li> <li>Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.</li> </ol>	B



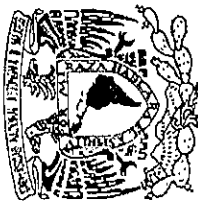
**Compañía Refinería Miguel Hidalgo**      **Area/proceso: Planta Catalítica I**      **Fecha 9 de julio de 1999**  
**Modo. Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E**  
**Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)**      **Producto Fondos.**  
**Desviación: No Flujo**

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
2. Falla la turbobomba 9-J/JA	1. IDEM a las consecuencias 1-6 de la causa 1 de no flujo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones 1-3 de la causa 1. 2. Programa de mantenimiento preventivo y predictivo	1. IDEM a las recomendaciones 1-2 de la causa 1. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo y predictivo a equipo mecánico.	B
3. Válvula de compuerta V3 (localizada después de la bomba 9-J) cerrada.	1. IDEM a las consecuencias 1-6 de la causa 1 de no flujo. 2. Daños a sellos de la bomba 9-J.	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 2 de .	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 2.	B
4 Válvula de compuerta V4 (localizada en la entrada de la caldereta 2-C, Diagrama No. 3.4.2) cerrada.	1. IDEM a las consecuencias 1, 4, 5 y 6 de la causa 1 de no flujo. 2. Disminución de generación de vapor 3. Presionamiento en 8-C's y 14-C's.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 9 de julio de 1999  
**Nota:** Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E      **Producto:** Fondos  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)  
**Desviación:** No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5. Falla la válvula V-5 (localizada a la salida de la caldereta 2-C, Diagrama No. 3.4.2) en posición de cerrado	1. IDEM a las consecuencias de la causa 4 de no flujo. 2. Presionamiento de la caldereta por el lado de los tubos	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 4.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B
6 Válvula PV-13 (Diagrama No. 3.4.2) en posición de cerrado	1. IDEM a las consecuencias de la causa 5 de no flujo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B
7 Falla la válvula V-7 (localizada en la línea SL-1109A-8''-3C3F que va a los 8C's, Diagrama No. 3.4.2) en posición de cerrado.	1. IDEM a las consecuencias 1, 4, 5 y 6 de la causa 1 de no flujo 2. Presionamiento en caldereta 2-C y 14-C's.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones 1 y 2 de la causa 1. 2. RV-2CT y RV-14CT1/CT2.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	B
8 Válvula V8 (localizada en la entrada de los 8C's, Diagrama No. 3.4.2) cerrada.	1 IDEM a las consecuencias de la causa 7 de no flujo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1 IDEM a las protecciones de la causa 7. 2. Los 8-C3/C4. 3. Arreglo de flujo en directo (By pass).	1 IDEM a las recomendaciones de la causa 7.	



Compañía Refinería Miguel Hidalgo

Area/proceso: Planta Catalítica I

Fecha: 9 de julio de 1999

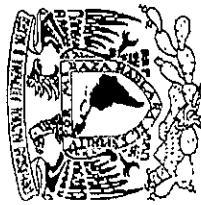
Nodo: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto Fondos

Desviación: No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
9. Válvula V-9 (localizada a la salida de los 8C's, Diagrama No 3.4.2) cerrada.	1. Idem a la causa 7 de no flujo. 2. Presionamiento de los 8C's 1 y 2, por el lado de los tubos.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 7. 2. Arreglo de flujo en directo (By pass).	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 7.	B
10. Obstrucción de la línea o los tubos de la caldereta 2-C con carbón y/o catalizador.	1. IDEM a la causa 4 de no flujo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 4.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1. 2. Continuar con el cumplimiento de los programas de diagnóstico, mantenimiento y limpieza en los intercambiadores de calor.	B
11. Falla de la válvula FV-92 (localizada delante de los 8C's, Diagrama No 3.4.2) en posición de cerrada	1. IDEM a la causa 9 de no flujo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones 1 y 2 los de la causa 1. 2. Las RV's de los intercambiadores 8C's y 14's y 2CT. 3. Arreglo de flujo en directo (By pass).	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1. 2. Continuar con el cumplimiento del programa de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas.	B
12. Obstrucción de la línea o los tubos en	1. IDEM a la causa 7 de no flujo.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 8.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 10.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Area/proceso: Planta Catalítica I

Fecha: 9 de julio de 1999

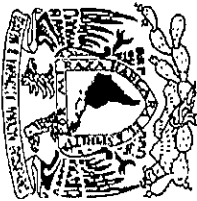
Nodo: Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto Fondos

Desviación No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
los intercambiadores 8C's con carbon y/o catalizador.							
13. Válvula V-10 (localizada antes de la FV-92, Diagrama No. 3 4.2) cerrada.	1. IDEM a las consecuencias 1, 2, 4, 5 y 6 de la causa 1.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones 1 y 2 de la causa 1.  2. RV's de los 8C's y del 2C.	1. IDEM a las de la causa 1.  2. Continuar con el cumplimiento de los programas de diagnóstico, mantenimiento y limpieza en los intercambiadores de calor.	B
14. Obstrucción de la línea o los tubos en los intercambiadores 14C's con carbón y/o catalizador.	1. IDEM a las consecuencias de la causa 13.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. IDEM a las protecciones 1 y 2 de la causa 1.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.  2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos críticos del convertidor.  3. Continuar cumpliendo con los programas de diagnóstico y mantenimiento preventivo a los intercambiadores de calor	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 9 de julio de 1999  
**Modo:** Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Fondos.  
**Desviación:** No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
15 Falla la válvula FV-67 (localizada adelante de los 14 C's, Diagrama No. 3 4 3) en posición de cerrado.	1. IDEM a las consecuencias de la causa 14.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones 1 y 2 de la causa 1. 2. RV's de los 8C's, 14C's y 2C. 3. Arreglo de flujo en directo (By pass).	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 14. 2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B

### 3.3.3. CIRCUITO 3. "CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA"

#### DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO:

Los vapores del domo de la fraccionadora fluyen a los Condensadores 1-C y son enfriados con agua y enviados al Acumulador de la Fraccionadora 3-F, resultando corrientes de vapores, hidrocarburos líquidos y aguas amargas. Los hidrocarburos líquidos se bombean a la Sección de Recuperación de Vapores al Absorbedor 3-E con la ayuda de las bombas 4-J/JA.

La corriente saliente del fondo de la Torre Absorbedor-Agotador 3-E es enfriada en los cambiadores 9-C, posteriormente pasan al Tanque Separador de Alta Presión 4-F. La fase gaseosa sale por el domo y es enviada nuevamente a la Torre Absorbedor-Agotador 3-E.

Los hidrocarburos líquidos del Tanque Separador de Alta Presión 4-F se bombean al plato superior de la Torre Absorbedor-Agotador 3-E con las bombas 13-J/JA.

El producto del fondo de la Torre Absorbedor-Agotador 3-E se alimenta a la Torre Debutanizadora 5-E, después de intercambiar calor con el fondo de la Torre Debutanizadora 5-E, a través de los calentadores 13-C. Y finalmente en el enfriador 17-C para ser enviada al tratamiento Mercox.

La gasolina debutanizada entra al Mezclador de Aire 22-L, para alimentar al Reactor Mercox 11-E donde se llevan a cabo las reacciones para eliminar los mercaptanos; a la salida del reactor la gasolina es enviada al límite de batería como producto terminado

Los diagramas empleados para el circuito son los siguientes:

- Diagrama de Tubería e Instrumentación del Domo de la Fraccionadora (3.5.1)
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Sección de Compresión de la Unidad de Recuperación de Vapores (3.5.2)
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Sección de Absorción (3.5.3)
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de La Sección de Recuperación de Vapores (3.5.4)
- Diagrama de Tubería e Instrumentación de Endulzamiento de Gasolina (3.5.5)

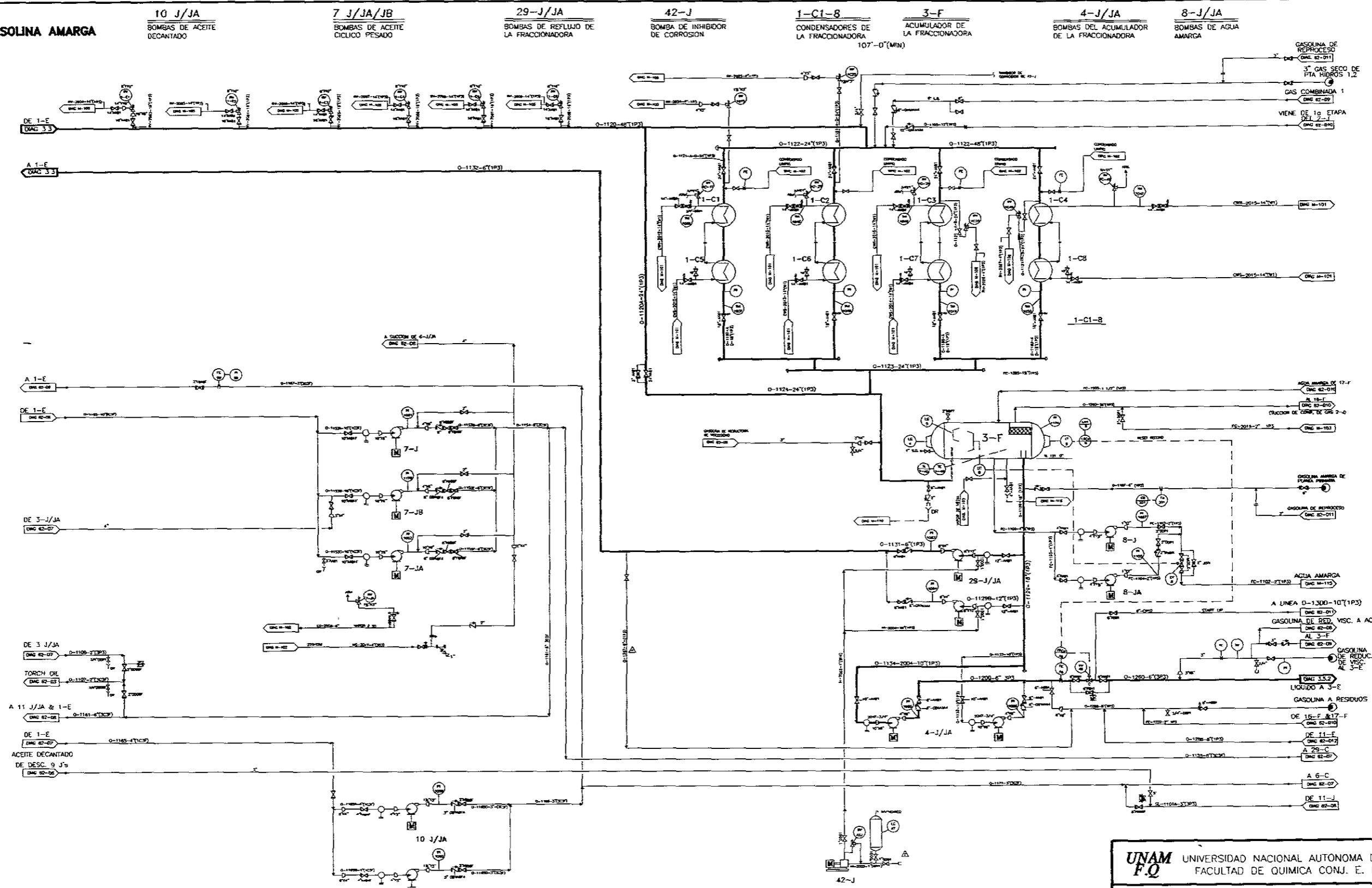
Para este circuito se aplicaron las palabras guías a los parámetros siguientes:

- Flujo
- Presión
- Temperatura

Obteniéndose la siguiente Matriz de Desviación:



**CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA**



**UNAM F.Q.** UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

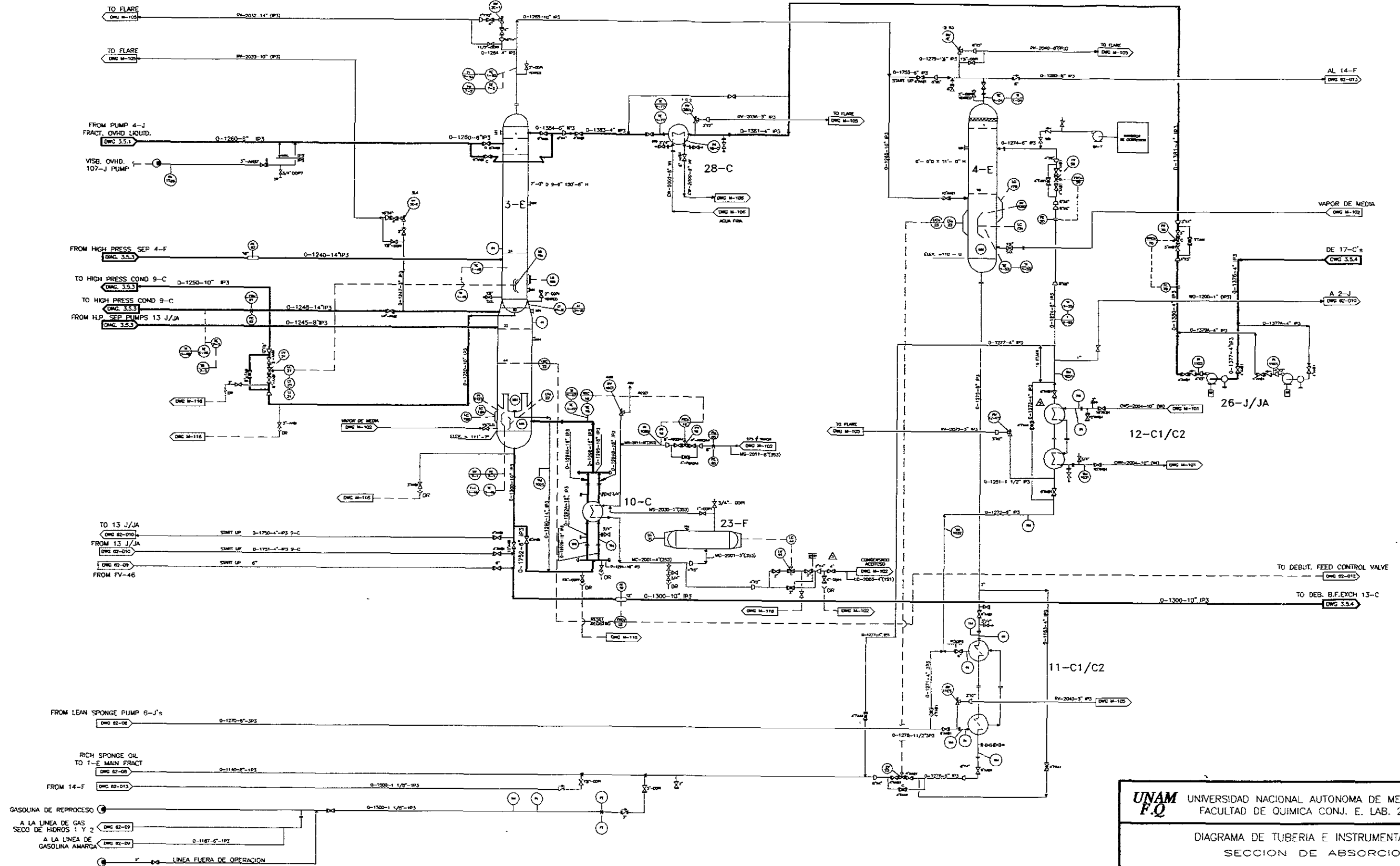
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 DOMO DE LA FRACCIONADORA

CONV. UNAM-PEMEX FO-308      DIAGRAMA No. 3.5.1

CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA

3-E  
ABSORBEDOR - AGOTADOR

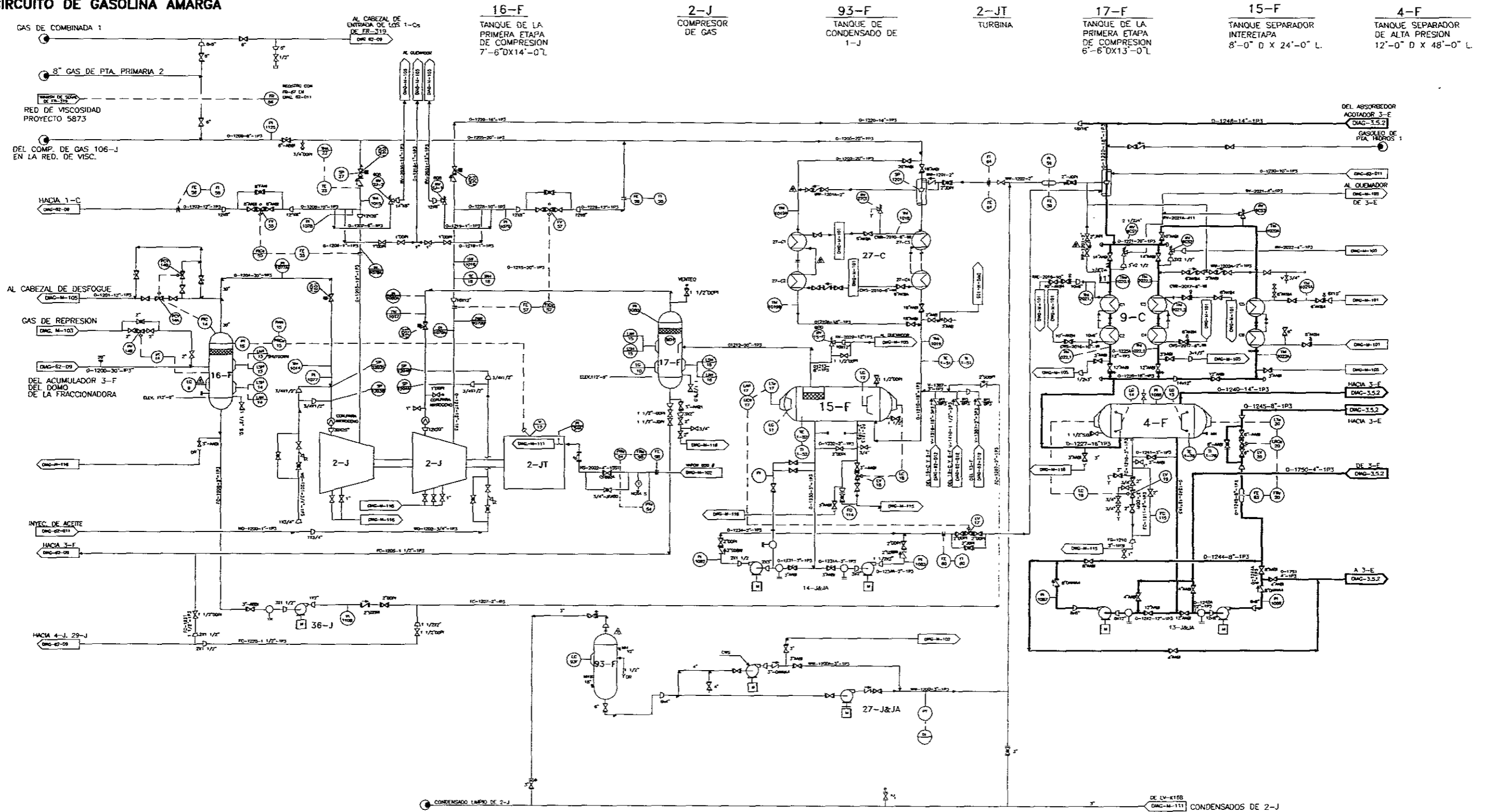
4-E  
ABSORBEDOR SECUNDARIO



GASOLINA DE REPROCESO  
 A LA LINEA DE GAS SECO DE HIDROS 1 Y 2  
 A LA LINEA DE GASOLINA AMARGA  
 LINEA FUERA DE OPERACION

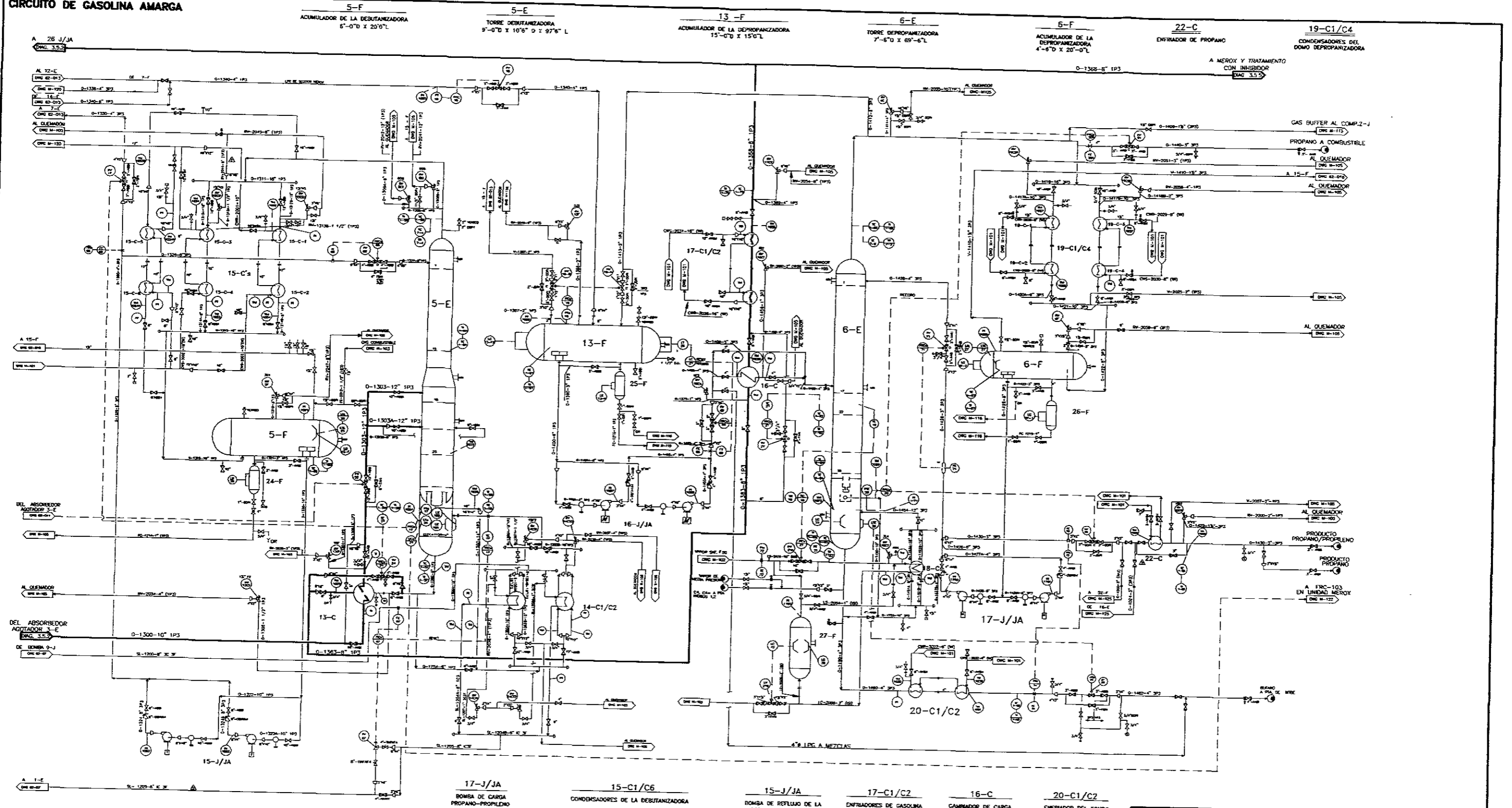
	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	
	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SECCION DE ABSORCION	
CONV. UNAM-PEMEX FO-308		DIAGRAMA No. 3.5.2

**CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA**



	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	
	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SECCION DE COMPRESION DE LA UNIDAD DE RECUPERACION DE VAPORES	
CONV. UNAM-PEMEX FO-308		DIAGRAMA No. 3.5.3

**CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA**



17-J/JA BOMBA DE CARGA PROPANO-PROPILENO  
 15-C1/C2 CONDENSADORES DE LA DEBUTANIZADORA  
 15-J/JA BOMBA DE REFILJO DE LA DEBUTANIZADORA  
 17-C1/C2 ENFRIADORES DE GASOLINA DEBUTANIZADA  
 16-C CAMBIADOR DE CARGA DE LA DEPROPANIZADORA  
 20-C1/C2 ENFRIADOR DEL FONDO DE LA 6-E BUTANO-BUTILENO

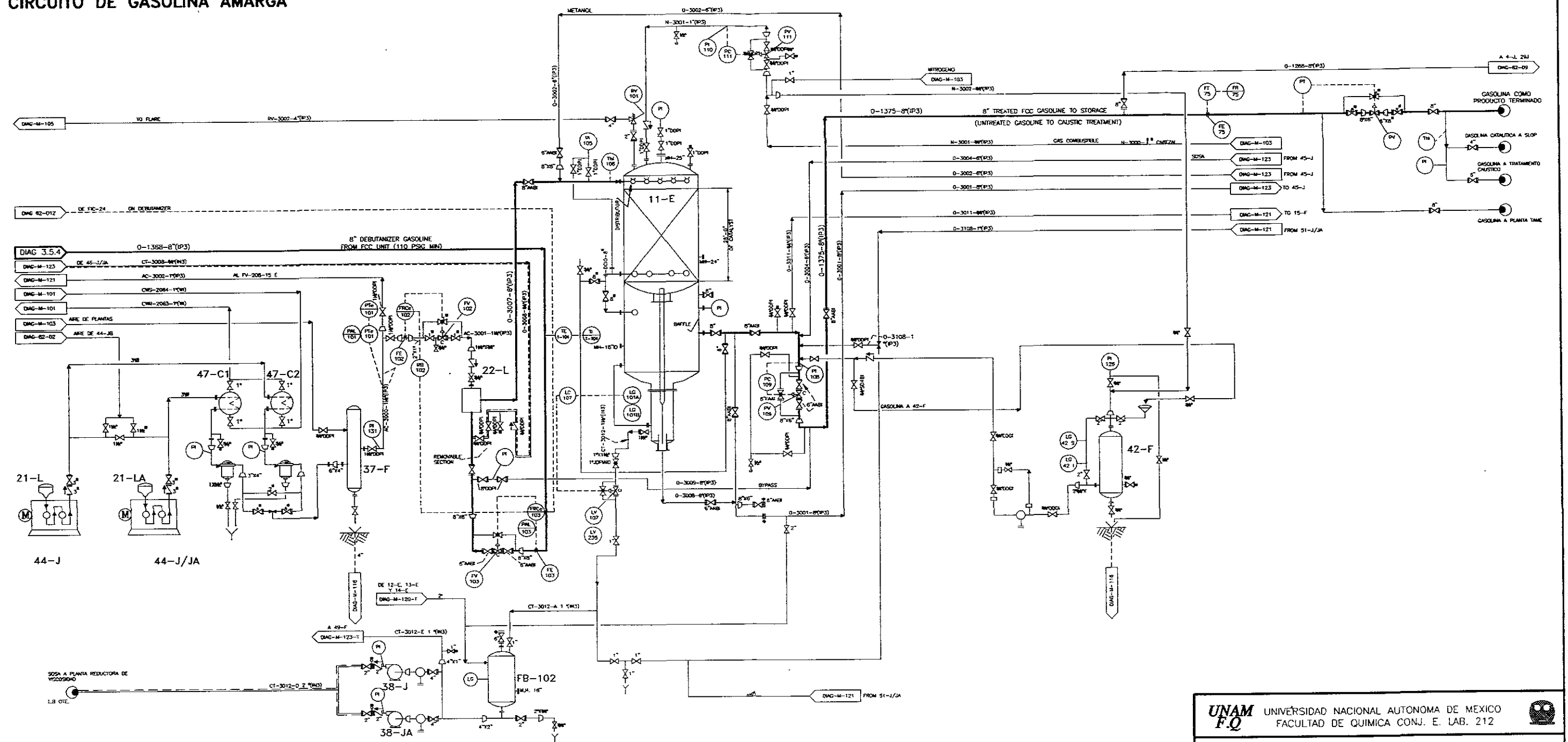
**UNAM F.Q.** UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 SECCION DE RECUPERACION DE VAPORES

CONV. UNAM-PEMEX FO-308      DIAGRAMA No. 3.5.4

# CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA

- 44-J/JA**  
AIR COMPRESSORS TO BE LOCATED UNDER ROOF (NO WALLS) 150 SCFM DISCHARGE P: 125 PSIG. CYLINDERS: C.1 PISTONS: C.1
- 47-C1/C2**  
AFTER COOLER 75 PSIG A 140T: SHELL 150 PSIG A 400T: TUBES SHELL: A.C. TUBES: COPPER
- 37-F**  
AIR RECEIVER 3'-6" D X 10' H 150 PSIG A 200T CARBON STEEL
- 22-L**  
AIR MIXER
- 11-E**  
FCC GASOLINE MEROX REACTOR 14'-0" D X 36'-6" H 185 PSIG A 150T CARBON STEEL ACTIVATED CHARCOAL CORROSION ALLOWANCE REACTOR 1/8" BOOT 1/4"
- 48-C**  
REGENERATION COOLER
- 47-J**  
INHIBITOR METERING PUMP 2500 CC/HR PSIG AP S.S. 1/4 HP 47-JM
- 42-F**  
INHIBITOR METERING TANK 24'-0" D X 4'-0" H 50 PSIG A 150T CARBON STEEL CORROSION ALLOWANCE SHELL 1/8" HEADS 1/8"
- FB-102**  
TANQUE DE SOSA GASTADA

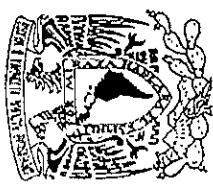


**UNAM FQ** UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION ENDULZAMIENTO DE GASOLINA

CONV. UNAM-PEMEX FQ-308 **DIAGRAMA No. 3.5.5**

**TABLA 3.5 MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA**

		COMPañÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO		ÁREA/PROCESO: PLANTA CATALÍTICA I			
		CIRCUITO: CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA					
		PRODUCTO: GASOLINA AMARGA		FECHA: 18 DE AGOSTO DE 1999			
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CIRCUITO: CIRCUITO DE GASOLINA AMARGA</b>							
DESVIACIÓN PARÁMETRO	NO	MÁS	MENOS	PORTE DE	INVERSO	TAMBIÉN COMO (ÁDEMAS DE)	OTRO QUE (EN VEZ DE)
PRESIÓN		MÁS PRESIÓN	MENOS PRESIÓN				
TEMPERATURA		MÁS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
FLUJO	NO FLUJO	MÁS FLUJO	MENOS FLUJO				



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: No Flujo

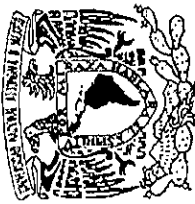
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula de compuerta de 10" AAB1 (localizada antes de la bomba 4-J) cerrada.	1. Cavitación y daño a la bomba. 2. Alto nivel en el tanque acumulador 3-F. 3. Arrastre de líquidos e inestabilidad en la operación del compresor 2-J.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. TIC-15/FIC-42, FIC-46. 2. Válvulas RV-E1/E6. 3. Simulacros operacionales y de emergencia. 4. Bombas de relevo.	1. Continuar con el mantenimiento a válvulas de relevo RV's y a instrumentos. 2. Continuar con los simulacros operacionales.	C
2. Falla de la bomba 4-J/JA.	1. Fuga por sellos e incendio. 2. Paro de planta.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. Programas de mantenimiento preventivo a equipo mecánico. 2. Instrumentación. 3. Simulacros operacionales y de emergencia. 4. Sistema de contra incendio y sistema de detección de mezclas inflamables.	1. Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a equipo mecánico y a Instrumentación. 2. Continuar con los simulacros operacionales y de emergencia.	C
3 Válvula de 6" AAB1, localizada en la descarga de la bomba 4-J/JA, cerrada.	1. Daño a sellos de la bomba. 2. IDEM a las consecuencias de la causa 2.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 2.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 2	C



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 18 de Agosto de 1999  
**Nota:** Circuito de Gasolina Amarga  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Gasolina  
**Desviación:** No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Válvula FV-46 falla en posición de cerrado.	2. IDEM a las consecuencias de la causa 2.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 2.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 2.	C
5. Válvula 10" AAB1 cerrada	1. Alto nivel en la torre agotadora. 2. Alto nivel en el acumulador 4F. 3. Inestabilidad y disparo de compresor 2J 4. Paro de planta. 5. Bajo nivel en la torre 5E.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. LIC-24/FIC-103, LIC-20, LT-22 y FV-52. 2. Válvulas de relevo RV-3E, 4F. 3. Simulacros operacionales y de emergencia. 4. Procedimientos de operación. 5. Mantenimiento preventivo a instrumentos y a válvulas de seguridad RV'S.	1. Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a Instrumentación y válvulas RV. 2. Continuar con los simulacros operacionales y de emergencia.	B
6. Falla la válvula FV-52 en posición de cerrado. (Diagrama No 3.5.4, antes de la torre 5-E)	1. IDEM a la causa 5. 2. Presionamiento y posibles fugas en el cambiador de calor 13-C	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. IDEM a la causa 5, cambiando solo la válvula de relevo que en este caso es la RV-13-CT. 2. Detectores de mezclas explosivas.	1. IDEM a la causa 5 2. Dar mantenimiento preventivo al sistema remoto de detección de mezclas tóxicas, inflamables y explosivas (Remote Link system II).	B





Fecha: 18 de Agosto de 1999

Areal/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

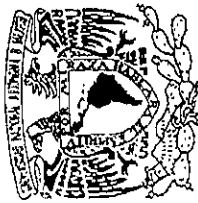
Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
7 Falta la válvula FV-103 en posición de cerrado o falla del indicador/controlador de nivel de la torre 5-E, dando falsa señal	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Alto nivel y presionamiento en la torre 5-E y equipos anteriores.</li> <li>2. Presionamiento y posibles fugas en cambiadores de calor 13-C, 16-C y 17-C.</li> <li>3. Inestabilidad la operación y disparo en el compresor 2-J.</li> <li>4. Relevo de válvulas RV.</li> <li>5. Contaminación ambiental.</li> <li>6. Paro de planta.</li> </ol>	3 (2)	2 (2)	6 (4)	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Instrumentos y válvulas de seguridad en recipientes, torres y compresor 2-J.</li> <li>2. Procedimientos operacionales y de emergencia.</li> <li>3. Programa de mantenimiento a instrumentos y válvulas de seguridad.</li> <li>4. Programa de mantenimiento preventivo a cambiadores de calor.</li> <li>5. Sensores de mezclas explosivas.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. IDEM a la causa 5.</li> <li>2. Dar mantenimiento preventivo al sistema remoto de detección de mezclas tóxicas, inflamables y explosivas (Remote Link system II).</li> </ol>	B
8 La válvula de 8" en la línea que va del mezclador 22-L al 11-E, se queda cerrada.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. IDEM a las consecuencias de la causa 7.</li> <li>2. Flujo inverso de gasolina hacia el 37-F</li> </ol>	2 (1)	2 (2)	4 (2)	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. IDEM a las protecciones de la causa 7.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. IDEM a la causa 5.</li> <li>2. Dar mantenimiento preventivo al sistema remoto de detección de mezclas tóxicas, inflamables y explosivas (Remote Link system II)</li> </ol>	

ESTA SALIDA DE LA BIBLIOTECA NO DEBE



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: No Flujo

<p>9. Falla la válvula PV-109 en posición de cerrado. ( No hay flujo del 11-E a la planta de TAME).</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Alto nivel y presionamiento en la torre 5-E y equipos anteriores.</li> <li>2. Presionamiento y posibles fugas en cambiadores de calor 13-C, 16-C y 17-C.</li> <li>3. Inestabilidad la operación y disparo en el compresor 2-J.</li> <li>4. Relevo de válvulas RV.</li> <li>5. Contaminación ambiental.</li> <li>6. Paro de planta.</li> <li>7. Flujo inverso de gasolina hacia el 37-F.</li> <li>8. Posibles daños internos al reactor 11-E</li> </ol>	<p>3 (2)</p>	<p>2 (2)</p>	<p>6 (4)</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Instrumentos y válvulas de seguridad en recipientes, torres y compresor 2-J.</li> <li>2. Procedimientos operacionales y de emergencia.</li> <li>3. Programa de mantenimiento a instrumentos y válvulas de seguridad.</li> <li>4. Programa de mantenimiento preventivo a cambiadores de calor.</li> <li>5. Sensores de mezclas explosivas.</li> <li>6. Arreglo para operar por directo la válvula PV-109.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a Instrumentación y válvulas RV.</li> <li>2. Continuar con los simulacros operacionales y de emergencia</li> <li>3. Dar mantenimiento preventivo al sistema remoto de detección de mezclas tóxicas, inflamables y explosivas (Remote Link system II).</li> </ol>	<p>B</p>
---	--	------------------	------------------	------------------	---	--	----------



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalitica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

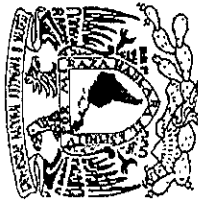
Desviación No Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
10 Valvulas de recibo de gasolina en tanques de almacenamiento bloqueada(s) y planta TAME (Torre DC5) fuera de operación	<ol style="list-style-type: none"> <li>Alto nivel y presionamiento en la torre 5-E y equipos anteriores.</li> <li>Presionamiento y posibles fugas en cambiadores de calor 13-C, 16-C y 17-C.</li> <li>Inestabilidad la operación y disparo en el compresor 2-J.</li> <li>Relevo de válvulas RV.</li> <li>Contaminación ambiental.</li> <li>Paro de planta.</li> <li>Flujo inverso de gasolina hacia el 37-F.</li> </ol>	3 (2)	2 (2)	6 (4)	<ol style="list-style-type: none"> <li>Instrumentos y válvulas de seguridad en recipientes, torres y compresor 2-J.</li> <li>Procedimientos operacionales y de emergencia.</li> <li>Programa de mantenimiento a instrumentos y válvulas de seguridad.</li> <li>Programa de mantenimiento preventivo a cambiadores de calor.</li> <li>Sensores de mezclas explosivas.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a Instrumentación y válvulas RV.</li> <li>Continuar con los simulacros operacionales y de emergencia</li> <li>Dar mantenimiento preventivo al sistema remoto de detección de mezclas tóxicas, inflamables y explosivos (Remote Link system II).</li> <li>Cumplir con los procedimientos operacionales y de emergencia en el sector de bombes y almacenamiento</li> </ol>	B



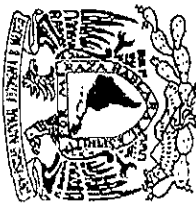
**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 18 de Agosto de 1999  
**Modo:** Circuito de Gasolina Amarga  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Gasolina  
**Desviación:** Baja Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Relevo de alguna válvula RV en equipos, Torres e intercambiadores, entre la torre 1-E y la 3-E.	1. Inestabilidad en la operación del compresor. 2. disminución en la presión del separador del convertidor 1-D. 3. Incremento en la circulación de catalizador. 4. Alto nivel en el 29-F. 5. Contaminación ambiental.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 3 de más presión.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 3 de más presión.	B
2. Falla de la PV-14 (De control de presión de gas del compresor 2-J a desfogues) en posición de abierto.	1. Idem a la causa 1. 2. Paro de planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 3 de más presión.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 3 de más presión.	B
3. Falla del lazo de control TIC-16/PIC-16 en posición de cerrado (Control de temperatura de los rehervidores de la torre 3-E)	1. Presencia de incondensables en los equipos. 2. Cavitación en las bombas. 3. disminución en la presión del separador del convertidor 1-D.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 3 de más presión.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 3 de más presión.	B



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 18 de Agosto de 1999  
**Nodo:** Circuito de Gasolina Amarga  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)  
**Desviación:** Baja Presión      **Producto:** Gasolina

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4 Falla del lazo PIC-17.	1. Cavitación en las bombas 15-J. 2. Bajo nivel en el acumulador 5-F.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 3 de más presión.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 3 de más presión.	B
5 Presencia de agua en la torre debutanizadora (Por falla del control de nivel, en posición de cerrado, del 4-F, LIC-19).	1. Bajo nivel en el acumulador 5-F. 2. Cavitación en las bombas 15-J. 3. Arrastre de agua en la gasolina que se envía a la planta de TAME y/o a tanques de almacenamiento.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 3 de más presión.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 3 de más presión 2. Procedimientos operacionales y de emergencia. 3. Hacer un estudio para seleccionar e instalar un instrumento que permita detectar la presencia de agua en la gasolina.	B



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

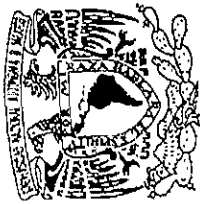
Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: Más Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 Falla del sistema de enfriamiento de los 1-C's.	1. Inestabilidad en la operación del compresor 2-J. 2. Disminución de flujo de líquido hacia la 3-E. 3. Represionamiento en la torre 1-E. 4. Inestabilidad en la circulación de catalizador en el convertidor 1-D. 5. Paro de planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Se tienen los THL's a la salida de los 1-C's. 2. Control de nivel LRCe-9/FV46, de temperatura TE1-40 y de presión PI-1174 en el tanque 3F. 3. Sistema de protección en el compresor. 4. Válvulas de relevo en la fraccionadora 1-E e intercambiadores. 5. Procedimientos operacionales y de emergencia. 6. Programas de simulacros operacionales, de emergencia y de mantenimiento a instrumentos y RV's.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1 de no flujo. 2. Verificar el cumplimiento de los programas operacionales, de mantenimiento y de emergencia en servicios auxiliares	B
2 Falsa señal del LIC-8 y/o 9 de control de nivel de la fase agua y de la fase hidrocarburo.	1. Flujo pulsante del convertidor 1-D hacia la torre fraccionadora 1-E.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Se tienen los THL's a la salida de los 1-C's.	1 Continuar con el mantenimiento a válvulas de relevo RV's y a instrumentos	B



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

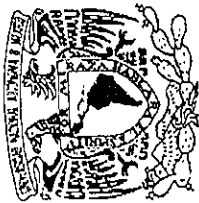
Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: Más Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3. Disparo del compresor 2-J.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Relevo de las válvulas RV, con la consecuente contaminación ambiental.</li> <li>Inestabilidad en la operación del compresor 2-J.</li> <li>Paro de planta.</li> </ol>	4 (3)	2 (2)	7 (6)	<ol style="list-style-type: none"> <li>Control de nivel LRCe-9/FV46, de temperatura TE1-40 y de presión PI-1174 en el tanque 3F.</li> <li>Sistema de protección en el compresor.</li> <li>Válvulas de relevo en la fraccionadora 1-E e intercambiadores.</li> <li>Procedimientos operacionales.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Continuar con los simulacros operacionales</li> </ol>	B
	<ol style="list-style-type: none"> <li>Incremento súbito de presión en tanque 3-F y en la torre fraccionadora 1-E.</li> <li>Incremento de presión en el separador del convertidor</li> <li>Disminución de presión diferencial y circulación de catalizador en el reactor.</li> <li>Contaminación ambiental</li> <li>Paro de planta.</li> </ol>				<ol style="list-style-type: none"> <li>Sistemas de protección del compresor.</li> <li>Control de presión PIC-14.</li> <li>Circuito de recirculación del 1o. y 2o. paso del compresor 2-J</li> <li>Válvulas de seguridad RV.</li> <li>Procedimientos operacionales.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Instalar un sistema automático de control anti-surge al compresor.</li> <li>Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos, mecánico, válvulas de seguridad, operacionales y de emergencias.</li> </ol>	



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

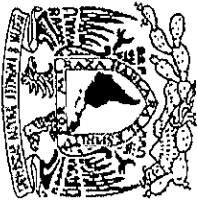
Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: Más Presión

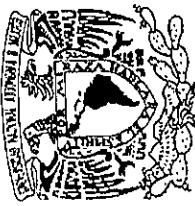
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Falla del TIC-16/PIC-16	<ol style="list-style-type: none"> <li>Incremento de la temperatura del agotador 3-E.</li> <li>Alta presión en el acumulador 4-F.</li> <li>Inestabilidad en la operación del compresor 2-J.</li> <li>Alto nivel en el acumulador 4-F</li> <li>Relevo de las válvulas RV, con la consiguiente contaminación ambiental.</li> </ol>	3 (2)	2 (2)	6 (4)	<ol style="list-style-type: none"> <li>Sistemas de protección del compresor.</li> <li>Control de presión PIC-14.</li> <li>Circuito de recirculación del 1o. y 2o. paso del compresor 2-J.</li> <li>Válvulas de seguridad RV.</li> <li>Procedimientos operacionales</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Instalar un sistema automático de control anti-surge al compresor.</li> <li>Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos, mecánico, válvulas de seguridad, operacionales y de emergencias.</li> </ol>	B
5. Falla del PIC-17 que controla la presión en la torre debutanizadora.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Alta presión y alto nivel en el agotador 3-E</li> <li>Relevo de válvulas RV con la consiguiente contaminación ambiental.</li> <li>Fuga en los intercambiador de calor 13-C y/o 14-C y/o 15-C.</li> <li>Alto nivel y presionamiento en el 4-F.</li> </ol>	3 (2)	3 (2)	7 (4)	<ol style="list-style-type: none"> <li>Sistemas de protección del compresor</li> <li>Control de presión PIC-14.</li> <li>Circuito de recirculación del 1o. y 2o. paso del compresor 2-J</li> <li>Válvulas de seguridad RV.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Instalar un sistema automático de control anti-surge al compresor</li> <li>Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos, mecánico, válvulas de seguridad, operacionales y de emergencias.</li> </ol>	B





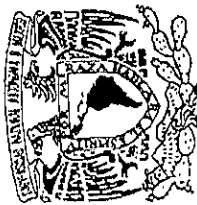
**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 18 de Agosto de 1999  
**Nodo:** Circuito de Gasolina Amarga  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)      **Producto:** Gasolina  
**Desviación:** Más Presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5. Inestabilidad en la operación del compresor.					5. Procedimientos operacionales. 6. Programa de mantenimiento preventivo a cambiadores de calor.	3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a los cambiadores de calor.	
6. Presencia de incondensables en el circuito de gasolina	1. Idem a la causa 6. 2. Bajo nivel en el acumulador de reflujo 5-F y cavitación en las bombas 15-J's.	2 (2)	3 (2)	6 (4)	1. IDEM a las protecciones de la causa 5.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 5.	B



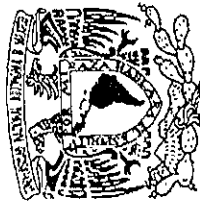
**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 18 de Agosto de 1999  
**Nodo:** Circuito de Gasolina Amarga  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)  
**Desviación:** Más Flujo      **Producto:** Gasolina

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Ruptura de los tubos de los condensadores 1-C's.	1. Alto nivel en el tanque acumulador 3-F. 2. Alto nivel en la torre 1-E. 3. Aumento de presión en la torre 1-E. 4. Arrastre de líquido al compresor 2-J.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. TIC-15/FIC-42, FIC-46, LC-8, LT-9 y LAAH-9. 2. Mantenimiento preventivo a cambiadores de calor. 3. Tratamiento anticorrosivo. 4. Protección catódica en cambiadores de calor.	1. IDEM como en la causa 1 de menos flujo. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a cambiadores de calor. 3. Continuar el tratamiento anticorrosivo. 4. Continuar con la protección catódica en cambiadores de calor.	C
2. Falla de la bomba 29-J/JA	1. Alta temperatura en la torre 1-E. 2. Inestabilidad en la operación del compresor 2-J. 3. Alto nivel en la torre 3-E	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1.	1. Continuar con el mantenimiento a válvulas de relevo RV's y a instrumentos. 2. Continuar con los simulacros operacionales.	C
3. Falla de la válvula FV-46 en posición de abierto total.	1. Disminución de nivel en el tanque acumulador 3-F. 2. Cavitación en la bomba 29-J/JA y 4-J/JA	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 2.	C
4. Falla la válvula FV-42 en posición de cerrado.	1. Alta temperatura en la torre fraccionadora.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. TIC-15/FIC-42, FIC-46, LC-8, LT-9 y LAAH-9	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 2.	C



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 18 de Agosto de 1999  
**Nodo:** Circuito de Gasolina Amarga  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)  
**Desviación:** Más Flujo      **Producto:** Gasolina

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5 Válvulas abiertas de línea de 6" de diámetro de arranque, de la FV-46 a la línea de salida de la 3-E. (Se manda flujo del 3F a la torre 5-E)	2. Daño y fugas en la bomba 29-J/JA. 1. Bajo nivel de la torre absorbidora 3E. 2. Alto nivel en la torre 5-E.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 5 de no flujo.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 5 de no flujo.	C
6 Si falla la válvula FV-70 en posición de abierta, el flujo alto de reflujo, ocasiona alto flujo en la línea del fondo del agotador 3-E por la línea de alimentación de la 5-E.	1. IDEM a las consecuencias de la causa 8 de menos flujo.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 8 de menos flujo.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1 de menos flujo.	C
7 Si falla la válvula FV-70 en posición de cerrado o la bomba 26-J falla y no hay flujo de gasolina fría al 3-E, entonces se produce un mayor flujo al 11-E ya que la válvula FV-103 está a control remoto del nivel del 5-E	1. Mayor cantidad de licuables en el gas seco. 2. Bajo nivel en la torre absorbidora 3-E.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. LIC-21, LIC-20 y LIC-24. 2. Alarmas por bajo nivel.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 8 de no flujo.	C



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

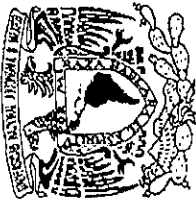
Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

Desviación: Más Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
8. Arrastre de LPG por la línea 0-3108-1", que se junta con la línea de gasolina endulzada.	1. Incremento de la PVR en la gasolina.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. LI-228 y los demás controles de nivel y alarmas de Mercox LPG. 2. Programas de mantenimiento a instrumentos y válvulas RV.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 2. 2. Continuar con programas de mantenimiento.	C
9. Del 3-F a la 3-E, por arrastre excesivo de líquido en la línea de gas de despunte de PP-1/PP-2 y gas de planta RV.	1. Alto nivel en los acumuladores 3-F, 4-F y 15-F. 2. Inestabilidad en la operación del compresor 2-J. 3. Disparo del compresor 2-J. 4. Paro de planta.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. Controles de nivel del 3-F, 4-F y 15-F. 2. Alarmas de alto nivel en los anteriores tanques y en el 16-F y 17-F. 3. Protecciones del compresor 2-J. 4. Procedimientos operacionales y de emergencia. 5. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Continuar con el cumplimiento de todos los programas. 2. Cumplir con los programas de mantenimiento a instrumentos de las plantas PP-1/PP-2 y planta RV.	C



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalitica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gasolina

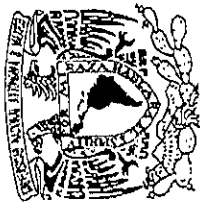
Desviación: Menos Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 Válvula de entrada a los 1-C's cerrada.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Alta temperatura en el domo de la fraccionadora.</li> <li>Alta presión en la fraccionadora.</li> <li>Disminución de carga a la torre 3-E.</li> <li>Incremento de la temperatura en la torre 3-E.</li> <li>Inestabilidad en las condiciones de operación del compresor 2-J.</li> </ol>	2 (1)	2 (2)	4 (2)	<ol style="list-style-type: none"> <li>TIC-15/FIC-42, FIC-46.</li> <li>Válvulas RV-E1/E6.</li> <li>Simulacros operacionales y de emergencia.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Continuar con el mantenimiento a válvulas de relevo RV's y a instrumentos.</li> <li>Continuar con los simulacros operacionales</li> </ol>	C
2. Relevo de las RV's E1/E6.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Incremento de temperatura en la torre 1-E.</li> <li>Incremento de nivel en el tanque acumulador de desfogues.</li> <li>Inestabilidad en las condiciones de operación del compresor 2-J</li> </ol>	2 (1)	2 (2)	4 (2)	<ol style="list-style-type: none"> <li>IDEM a las protecciones de la causa 1.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>IDEM a las recomendaciones de la causa 1</li> </ol>	C
3. Falla la válvula FV-42 en posición de abierto total.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Disminución de temperatura en la torre 1-E</li> </ol>	2 (1)	2 (2)	4 (2)	<ol style="list-style-type: none"> <li>IDEM a las protecciones de la causa 1</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>IDEM a las recomendaciones de la causa 1.</li> </ol>	C



**Compañía:** Refinería Miguel Hidalgo      **Area/proceso:** Planta Catalítica I      **Fecha:** 18 de Agosto de 1999  
**Nodo:** Circuito de Gasolina Amarga      **Producto:** Gasolina  
**Diagramas:** Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)  
**Desviación:** Menos Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Falla en el transmisor de nivel LT-9.	2. Inestabilidad en la operación del compresor 2-J. 3. Disminución de carga a la torre 3-E. 1. Alto nivel en el tanque acumulador 3-F. 2. IDEM como en 1 y 2 de la causa 3 3. Presionamiento en la torre fraccionadora. 4. Flujo pulsante de vapores en el domo de torre 1-E.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1.	1. Continuar con los simulacros operacionales y de emergencia. 2. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	C
5. Válvula abierta en la línea 0-1266-8" (1P3) de gasolina a residuos.	1. Disminución de carga a la torre 3-E. 2. Inestabilidad en la operación del compresor 2-J 3. Alto nivel en el tanque de almacenamiento de residuos.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	C
6. Válvula de la línea de arranque, 6"-(3P3), en posición de abierta.	1. IDEM a las consecuencias 1 y 2 de la causa 5.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 1.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 1.	C



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Producto: Gasolina

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Desviación: Menos Flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
7. División del flujo por la línea de arranque Válvula de compuerta de 4" abierta, de recirculación a 13-J's	1. IDEM a las consecuencias de la causa 5 de no flujo.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM a las protecciones de la causa 5 de no flujo.	1. IDEM a las recomendaciones de la causa 5 de no flujo.	C
8. Falla de la FV-70 en posición de abierta (Se genera un menor flujo hacia el reactor Merox 11E)	1. Alto nivel en la torre absorbidora 3-E 2. Alto nivel en el acumulador 4-F. 3. Alto nivel en la torre 4-E. 4. Alto nivel en el separador 14-F	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. LIC-21, LIC-20, alarmas por alto nivel en 3-E, 4-F, 4-E y 14-F. 2. Idem a la causa 5 de no flujo.	1. Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a Instrumentación. 2. Continuar con los simulacros operacionales y de emergencia.	C
9. Cualquiera válvula de relevo que esté descalibrada y dejando pasar flujo	1. Alto nivel en el acumulador de desfogues 29-F. 2. Variaciones en el flujo de carga a la planta de TAME. 3. Contaminación del medio ambiente.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. Programas de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad. 2. Instrumentos del 29-F	1. Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a Instrumentación y válvulas de seguridad 2. Continuar con los simulacros operacionales y de emergencia	C



Fecha: 18 de Agosto de 1999

Area/proceso: Planta Catalítica I

Compañía: Refinería Miguel Hidalgo

Nodo: Circuito de Gasolina Amarga

Producto: Gasolina

Diagramas: Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI)

Desviación: Menos Temperatura

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla del lazo de control TIC-17/FIC-67 en posición de cerrado, en la torre 5-E.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Bajo nivel en el acumulador de reflujo 5-F.</li> <li>cavitación en las bombas 15-J's</li> <li>Incremento en el contenido de LPG en la gasolina e incremento en la PVR de la misma.</li> <li>Inestabilidad en la operación de las secciones de Amina y Mercox de LPG.</li> <li>Incremento en la temperatura del fondo de la torre fraccionadora 1-E.</li> </ol>	3 (2)	2 (2)	6 (4)	<ol style="list-style-type: none"> <li>Procedimientos operacionales y de emergencia.</li> <li>Programas de mantenimiento preventivo a instrumentos, de simulacros operacionales de emergencia y de mantenimiento preventivo a equipo mecánico, válvulas de seguridad y cambiadores</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Hacer un estudio para seleccionar e instalar un instrumento que permita controlar en forma automática la temperatura en el fondo de la torre fraccionadora 1-E.</li> <li>Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos.</li> <li>Continuar con los simulacros operacionales.</li> </ol>	B
2. Obstrucción de lo 14-C's por el lado de los tubos.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Obstrucción de lo 14-C's por el lado de los tubos</li> </ol>	2 (1)	2 (2)	4 (2)	<ol style="list-style-type: none"> <li>IDEM a las protecciones de la causa 1.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>IDEM a las recomendaciones de la causa 1.</li> </ol>	C



### 3. 4. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

Como ya se mencionó, el Análisis de Árbol de Fallas supone que un evento culminante no deseado ya ha ocurrido y busca las causas del mismo y la cadena de eventos que pueden hacer que tenga lugar.

El evento no deseado o evento culminante siempre va a tener una o más causas, que llamaremos eventos o condiciones suficientes para causarlo, por lo tanto, la probabilidad del evento culminante debe ser igual a la probabilidad de que ocurra el evento condición.

Si se requieren dos o más eventos y estos son independientes entre sí, entonces la probabilidad del evento culminante será igual al producto de las probabilidades del evento.

En la descripción del Proceso se habló de la Sección de Recuperación de Vapores donde son tratados los vapores que salen por el domo de la Torre Fraccionadora 1-E y comprimidos para su tratamiento y recuperación en dicha sección con ayuda del Compresor 2-J.

Conociendo la importancia del Compresor 2-J para el desarrollo del proceso y su vulnerabilidad de sufrir una falla se eligió como evento culminante no deseado el siguiente escenario:

**“Falla del Compresor 2-J, de extracción de gases del domo de la Torre Fraccionadora 1-E”**

Teniendo como eventos o condiciones suficientes para causarlo:

- Acumulación de vapores en la Torre Fraccionadora 1-E provocada por una sobrepresión en la succión, es decir, se tiene una mayor producción de vapores

en el Convertidor Catalítico 1-D o hay una disminución de temperatura en el Absorbedor Primario 3-E.

- Falla el mantenimiento predictivo y preventivo en el compresor 2-J.
- Falla de los servicios auxiliares (electricidad, vapor o aire de instrumentos).
- Bajo nivel en el Tanque de Succión 20-F provocado por la falla de las válvulas MOV-1201 en posición de cerrado y LAH-13/LAH-15.

Teniendo las siguientes consecuencias:

1. Disminución de la diferencial de presión y una posible explosión interna en el regenerador.
2. Contaminación del medio ambiente por el desfogue al quemador de los vapores acumulados tanto en el Convertidor 1-D como en la Torre Fraccionadora 1-E.
3. Posibles pérdidas de producción si la reparación del compresor 2-J se hace en un tiempo largo.

La Metodología del Análisis de Árbol de Fallas nos permite cuantificar la probabilidad de pérdida/accidente (evento culminante) para poder tomar una decisión con pleno conocimiento de la falla.

Con el Análisis de Árbol de Fallas se obtiene un diagrama lógico que ilustra las combinaciones de frecuencias o probabilidades de fallas y/o errores a través de puertas lógicas "Y" (producto de probabilidades con probabilidades o probabilidades con frecuencias pero nunca, multiplicar la probabilidad con dos o más frecuencias) y puertas lógicas "O" (suma de frecuencias o probabilidades) de un evento culminante no deseado.

Asignando valores a la probabilidad de que ocurran los eventos o condiciones suficientes para causar el evento culminante no deseado ver tabla 3.8. y desarrollando el diagrama lógico se obtiene la cuantificación de la probabilidad de que ocurra el evento culminante no deseado **“Falla del Compresor 2-J, de extracción de gases del domo de la Torre Fraccionadora 1-E”** igual a  $1.9 \times 10^{-1}$ . (Diagrama 3.6 Diagrama de Árbol de Fallos con todas las posibles causas)

La probabilidad del escenario de accidente (evento culminante) obtenida se comparó con un potencial de pérdida correspondiente a la pérdida probable total (en dólares) que se produciría si el accidente ocurre, de acuerdo a la tabla 3.9. Los valores del potencial de pérdida y de la pérdida probable total fueron tomados de la literatura y sólo es un ejemplo de cómo establecer una relación similar para la Planta Catalítica I. Si la probabilidad del evento culminante es mayor que el potencial de pérdida, el riesgo no se acepta y es necesario reducir su probabilidad, mediante técnicas de reducción de riesgos. Si la probabilidad del evento culminante es menor que el potencial de pérdida, el riesgo puede aceptarse y es necesario controlarlo en su nivel actual.

De lo anterior se obtuvo:

**TABLA 3.6.** Resultados para el Árbol de Fallas con todas las posibles causas

ESCENARIO	$P_1$	$P^0$	$P_1 > P^0$
Falla del Compresor 2-J, de extracción de gases del domo de la Torre Fraccionadora 1-E.	$1.9 \times 10^{-1}$	$1 \times 10^{-3}$	No se acepta el riesgo

$P_1$  = Probabilidad calculada.

$P^0$  = Potencial de pérdida.

Para lograr que el valor de la probabilidad de que ocurra el evento culminante no deseado disminuya es necesario implantar las siguientes recomendaciones:

1. Instalar el sistema electrónico anti-surge en el Compresor de gas 2-J.
2. Verificar el cumplimiento correcto del programa de mantenimiento predictivo, preventivo y proactivo al Compresor 2-J.
3. Elaborar y/o supervisar la aplicación de una lista de verificación (checklist) a servicios auxiliares (aire, vapor, corriente eléctrica).
4. Involucrar a personal de operación en la entrega y recibo de equipo crítico.

Implementando estas recomendaciones la probabilidad de que ocurra el evento culminante no deseado “Falla del Compresor 2-J, de extracción de gases del domo de la Torre Fraccionadora 1-E” es igual a  $1.1 \times 10^{-3}$ . (Diagrama 3.7 Diagrama de Árbol de Fallas con recomendaciones incluidas)

Realizando nuevamente la comparación tenemos que  $P_2 \leq P^0$ . (Tabla 3.7)

**TABLA 3.7.** Resultados para el Árbol de Fallas con Recomendaciones.

ESCENARIO	$P^0$	$P_2$	$P_2 \leq P^0$
Falla del Compresor 2-J, de extracción de gases del domo de la Torre Fraccionadora 1-E.	$1 \times 10^{-3}$	$1.1 \times 10^{-3}$	Se acepta el riesgo

$P_2$ = Probabilidad calculada.

$P^0$ = Potencial de pérdida.

**Tabla 3.8.** Frecuencias/Probabilidades para diferentes componentes.<sup>(7,2)</sup>

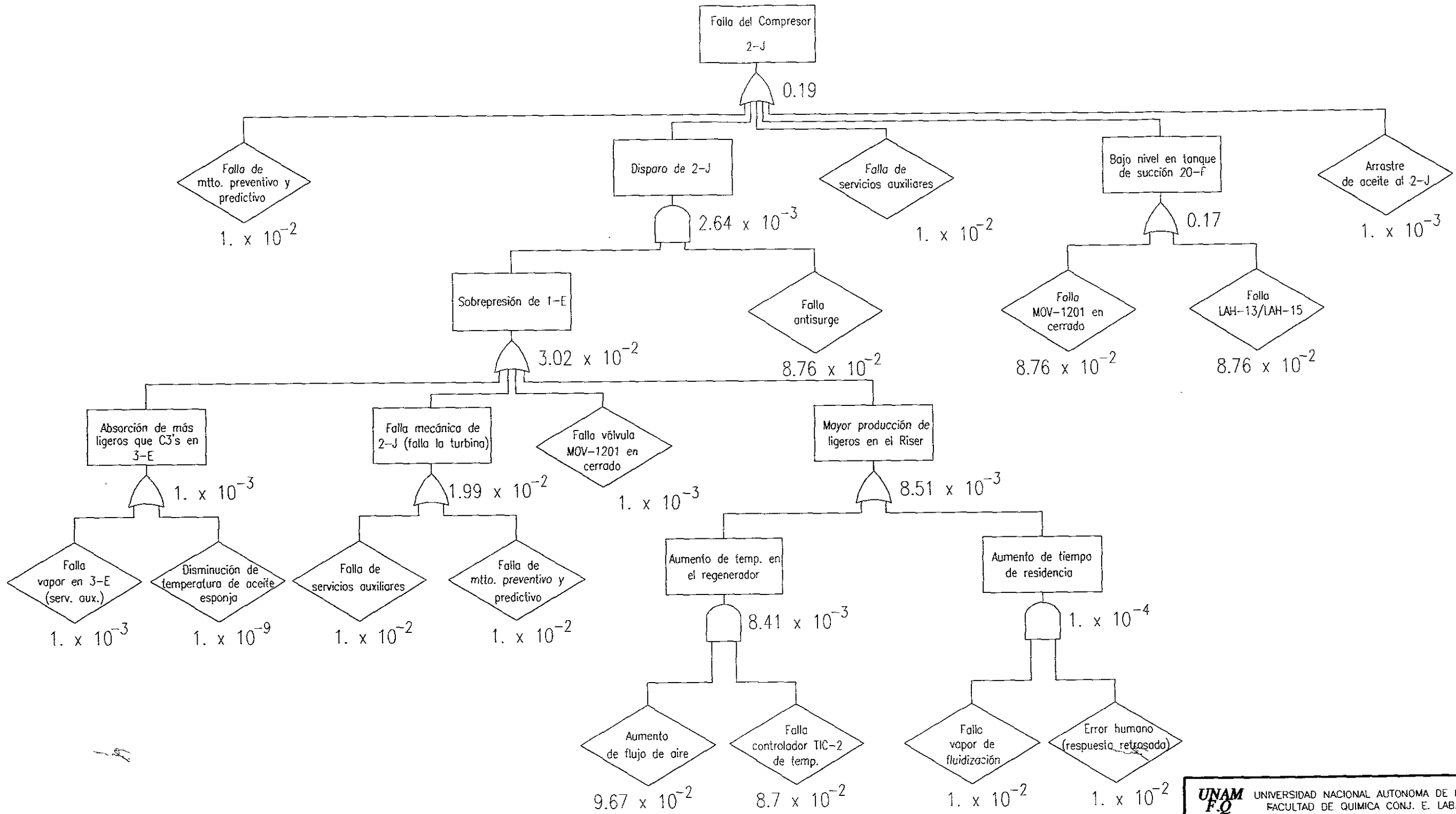
COMPONENTE	FRECUENCIA/PROBABILIDAD
Falla de bomba	$10^{-1}$
Falla de interruptor	$10^{-1}$
Corto circuito	$10^{-1}$
Falta de corriente	$10^{-1}/10^{-2}$
Falla motor	$10^{-3}$
Falla alarma	$10^{-1}$
Error de operación	$10^{-1}$
Falla mecánica	$10^{-4}$
Error de inspección	$10^{-1}$
Falla bomba centrífuga	$1.04 \times 10^{-4}$
(impulsada a motor)	$2.4 \times 10^{-6}$
(en funcionamiento)	$2.4 \times 10^{-5}$
Tubería metálica (sección recta)	$2.68 \times 10^{-6}$
Tubería metálica (conexiones)	$5.7 \times 10^{-7}$
Válvula de control (operación neumática)	$3.59 \times 10^{-6}$ (operación adulterada)
Fuga de gas por falla de línea	$1 \times 10^{-1}$
Error humano (ignición por soldadura ó corte)	$1 \times 10^{-2}$
Falla de detector de gas o fuego	$8.76 \times 10^{-2}$
Válvula mecánicamente defectuosa	$1 \times 10^{-4}$
PSV's mal calibradas	$1 \times 10^{-2}$
Falla aplicación de soldadura	$1 \times 10^{-2}$
Falla de inspección (comisión)	$1 \times 10^{-2}$
Falla al tomar la acción correcta después de la observación	$1 \times 10^{-3}$
Falla control de calidad	$1 \times 10^{-3}$
Falla mantenimiento (calibración ó recubrimiento anticorrosivo)	$1 \times 10^{-2}$
Falla de decisión	$1 \times 10^{-3}$

continua **Tabla 3.8.** Frecuencias/Probabilidades para diferentes componentes

COMPONENTE	FRECUENCIA/PROBABILIDAD
Falla operacional (equivocación)	$1 \times 10^{-3}$
Falla secundaria debido a efectos ajenos	$1 \times 10^{-9}$
Falla procedimiento operacional (omisión)	$1 \times 10^{-2}$
Falla indicador de nivel	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla válvula de cierre rápido	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla alarma por alto nivel	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla alarma por alta presión	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla indicador de temperatura a la salida de los intercambiadores	$8.76 \times 10^{-2}$
Falla de diseño ó deterioro durante su servicio	$1 \times 10^{-2}$
Falla de decisión (la línea opera en su límite de retiro)	$1 \times 10^{-3}$
Procedimiento no actualizado ó difundido	$5 \times 10^{-3}$
No se sigue el procedimiento operacional (omisión)	$1 \times 10^{-2}$

**Tabla 3.9.** Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.<sup>(7,2)</sup>

PROBABILIDAD (P)	FRECUENCIA PROBABLE (F)
$10^0$	Inminente (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 ha presentado en 5 años)
$10^{-7}$	Improbable (no se ha presentado en 10 años)
$10^{-9}$	No se ve probabilidad de que ocurra
POTENCIAL DE PÉRDIDA ( $P^0$ )	PÉRDIDA PROBABLE TOTAL (en dólares para 1997)
1	1a 100
$10^{-1}$	100 a 1,000
$10^{-2}$	1,000 a 10,000
$10^{-3}$	10,000 a 100,000
$10^{-4}$	100,000 a 1,000,000
$10^{-5}$	1,000,000 a 10,000,000
$10^{-6}$	10,000,000 a 100,000,000
$10^{-7}$	100,000,000 a 1,000,000,000
$10^{-8}$	Mayor de 1,000,000,000

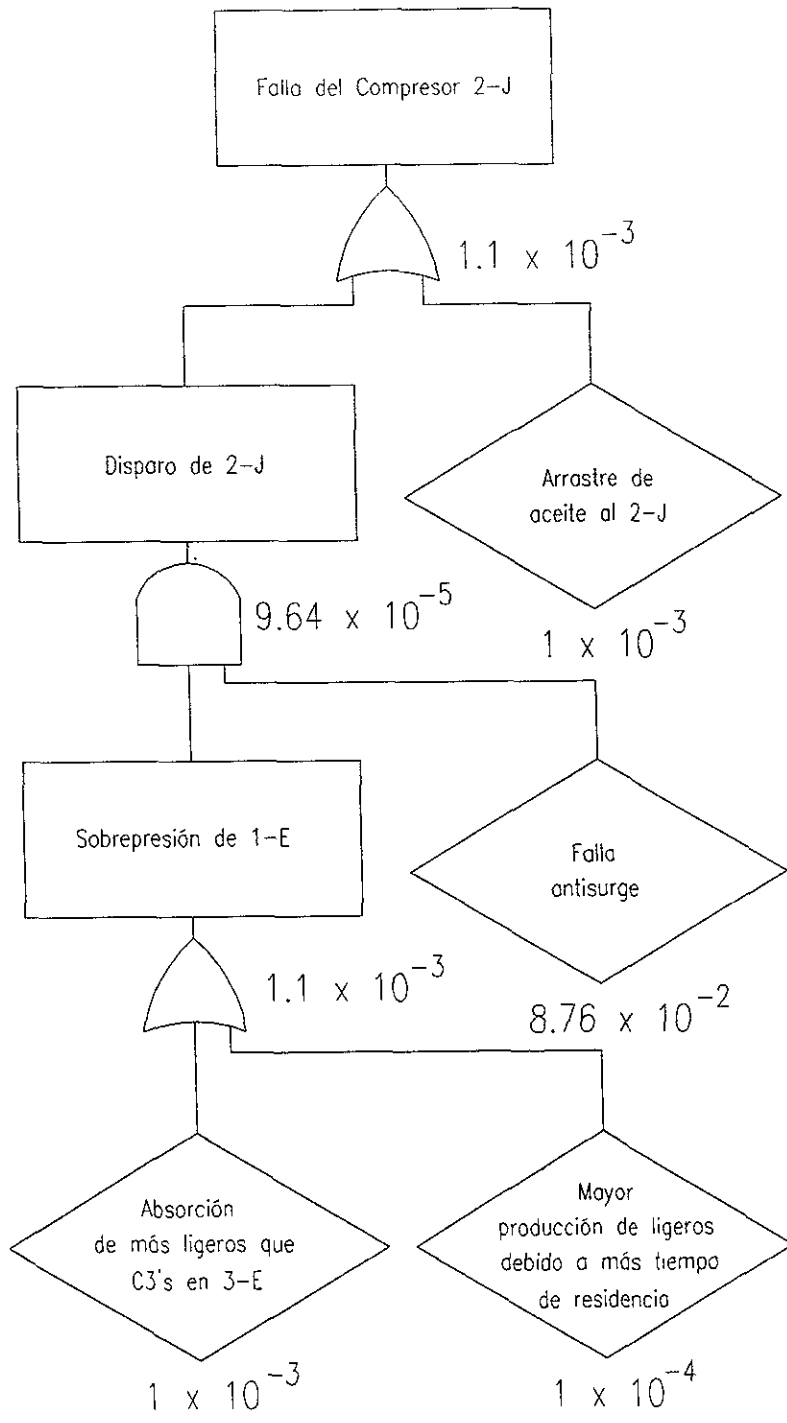


**UNAM F.Q.** UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA PARA EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS  
 PARA FALLA DEL COMPRESOR 2-J CON TODAS LAS POSIBLES CAUSAS

CONV. UNAM-PEMEX FQ-308 | DIAGRAMA No. 3.6





### 3.5. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

En las plantas petroquímicas es común que un producto de las reacciones de endulzamiento de gas, gasolina, crudo etc., sea agua que por su gran contenido de compuestos de azufre y otros contaminantes, debe tener un tratamiento para su regeneración y reaprovechamiento.

Una planta que tiene como desecho Agua Amarga es la Planta Catalítica I, por lo que se cuenta con un tanque de balance de Agua Amarga siendo este el 35-F, para su posterior tratamiento. En esta área se presenta la mayor concentración de  $H_2S$ , por lo que se puede convertir en un riesgo grave a la salud de las personas dentro y fuera del área.

Por tal motivo y considerando la toxicidad del ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) se eligió el siguiente escenario para el Análisis de Consecuencias:

**“Nube tóxica de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) debido a una ruptura del tanque de balance de Agua Amarga 35-F”**

Para la realización de este Análisis se utilizó el Modelo de Riesgos de Dispersión de Vapores Tóxicos.

El modelo está desarrollado con base en las ecuaciones de dispersión gaussiana de una nube tridimensional; formada por la masa de una sustancia gaseosa que es liberada a la atmósfera en unos cuantos segundos, tal como sería la liberación de una nube de gas tóxico provocada por una ruptura de un almacenamiento.

Una característica básica del modelo es que se supone que la dispersión de la nube a lo largo de la dirección del viento ( $x$ ), es igual a la dispersión en la dirección lateral ( $y$ ). Por lo tanto, se considera que el viento interviene únicamente como un vector de movimiento de la nube, condicionando su posición viento abajo del punto de emisión no existiendo dilución debida al viento. Asimismo, el modelo incluye solamente concentraciones a nivel el piso ie:  $z = 0$

La ecuación de la dispersión gaussiana tridimensional que constituye al modelo es<sup>(8,10,12,13)</sup>

$$C(x, y, \theta; He) = \frac{2Q}{(2\pi)^{3/2} Sp^2 Sz} \exp \left[ -\frac{1}{2} \left( (x - Ut)^2 + \frac{y^2}{Sp^2 + \left(\frac{He}{Sz}\right)^2} \right) \right]$$

donde:

$C(x, y, \theta; He)$  = Concentración a nivel de piso en la posición  $(x, y)$  a partir del centro de la nube ( $g/ m^3$ )

$Q$  = Emisión total de gas ( $g$ )

$He$  = Altura de emisión de la nube ( $m$ )

$Sp = Sy = Sx$  = Coef. de Dispersión de la nube en las direcciones  $x, y$  ( $m$ )

$Sz$  = Coeficiente de Dispersión de la nube en dirección  $z$  ( $m$ )

$\pi = 3.1416$

$t$  = tiempo de desplazamiento o recorrido de la nube ( $s$ )

$U$  = Velocidad promedio del viento  $m/ s$

$x$  = Distancia a partir del centro de la nube en la dirección del viento  $x$  ( $m$ )

Los coeficientes de dispersión  $S_y$  y  $S_z$ , que definen el tamaño de la nube, son función de la distancia recorrida ( $Ut$ ) y de las condiciones de estabilidad atmosférica prevalecientes. En el modelo se supone que la estabilidad, así como el viento, permanecen constantes durante todo el recorrido de la nube; los coeficientes  $S_y$  y  $S_z$  se determinan de acuerdo con el procedimiento de Pasquill, (8) descrito en el modelo puntual continuo y seleccionándolos de tal forma que la concentración estimada resultante sea representativa de la concentración que se tendría desde una fuente emisora puntual continua<sup>(13)</sup>

El tamaño inicial de la nube se estima considerando una distancia ficticia  $x_j$  en la cual  $S_y = S_z = \text{Radio de recipiente} / 2.15^{(8)}$

Los resultados suministrados por el modelo son la distancia recorrida por la nube, el tiempo transcurrido, y la concentración en el centro de la misma a nivel de piso, así como una gráfica de concentración-distancia en el centro de la nube.

Igualmente se determinan las curvas de isoconcentración, correspondientes a la concentración de interés suministrada por el usuario, en varios puntos del recorrido de la nube, con ayuda de la ecuación:

$$y = \left( 2 \ln \left[ \frac{C(0,0,0; He)}{C(x, y, 0; He)} \right] \right)^{1/2} S_y - (2)$$

donde:

$C(0,0,0; He)$  = concentración del gas en el centro de la nube, a nivel de piso y a una distancia  $Ut$  del punto de emisión ( $g \ m^{-3}$ )

$C(x, y, 0; He) = C_{mpe}$  = concentración correspondiente a la curva de isoconcentración deseada ( $g \ m^{-3}$ )

Debido a las suposiciones adoptadas, en particular que:

$$S_x = S_y$$

Se tiene que las curvas de isoconcentración están representadas por un círculo. Cabe señalar que en cualquier punto situado dentro del círculo, se tendrá que la concentración en el punto es superior a la concentración máxima de exposición ( $C_{mpe}$ ) suministrada por el usuario.

Al igual que el modelo de fugas y derrames, es necesario mencionar que las características de la ecuación gaussiana empleada en el modelo de la nube condicionan su aplicación considerando las suposiciones y restricciones señalados en el modelo puntual continuo, además de las siguientes:

- El gas es emitido masiva e instantáneamente
- La dispersión horizontal es igual a la lateral  $S_x = S_y$
- El viento no provoca una dilución de la nube en la dirección  $x$

Para el cálculo de los coeficientes de dispersión  $S_x$  y  $S_z$  se requiere considerar el tipo de estabilidad atmosférica

En el modelo se emplea la clasificación para estabildades atmosféricas de Pasquill<sup>(8,9)</sup>

Clase	Estabilidad
A	Muy inestable
B	Inestable
C	Ligeramente inestable
D	Neutra
E	Estable
F	Muy estable

La clase se determina a partir de la tabla siguiente, la cual considera varias combinaciones entre la velocidad del viento y la radiación solar durante el día, y la nubosidad durante la noche.

Velocidad del viento (a 10m) m/s	Día			Noche	
	Radiación Solar Incidente*			Nubosidad entre 4/8 y 7/8	Nubosidad < 3/8
	Fuerte	Moderada	Ligera		
<2	A	A-B	B	F	F
2-3	A-B	B	C	E	F
3-5	B	B-C	C	D	E
5-6	C	C-D	D	D	D
>6	C	D	D	D	D

\* Nota: Radiación solar fuerte significa:  $>600 \text{ w/m}^2$

Radiación solar moderada significa entre:  $300 \text{ y } 600 \text{ w/m}^2$

Radiación solar ligera significa:  $< 300 \text{ w/m}^2$

Los valores de  $S_y$  o  $S_z$  se obtienen utilizando la ecuación:

$$S_y \text{ o } S_z = a \cdot x^b + c$$

donde los coeficientes correspondientes, en función del tipo de estabilidad, son:<sup>(9)</sup>

Clase	$x < 1 \text{ km}$			$x > 1 \text{ km}$			
	a	b	c	a	b	c	
A	$S_y$	.215	.858	0	mismos coeficientes que para $X < 1 \text{ Km}$		
	$S_x$	.467	1.89	.01			
B	$S_y$	.155	.889	0			
	$S_x$	.103	1.11	0			
C	$S_y$	.105	.903	0			
	$S_x$	.103	.915	0			
D	$S_y$	.068	.908	0			
	$S_x$	.0315	.822	0			
E	$S_y$	.050	.914	0	.050	.914	0
	$S_x$	.0232	.745	0	.148	.150	-.126
F	$S_y$	.034	.908	0	.034	.408	0
	$S_x$	.0144	.727	0	.0312	.306	-.017

Los coeficientes de dispersión estimados con el procedimiento anterior se aplican para sitios planos sin obstáculos físicos importantes y probablemente subestiman el potencial de dispersión de la pluma de emisión a baja altura en áreas construidas.

Es también importante mencionar que los coeficientes calculados con la técnica de Pasquill son representativos para periodos de monitoreo de cerca de 10 minutos. En realidad y debido a las variaciones del viento, las concentraciones medidas viento abajo de una emisión disminuyen a medida que se incrementa el tiempo de muestreo.

El modelo es aplicable en zonas con topografía plana sin obstáculos importantes.

Aplicando el Modelo de Riesgos de Dispersión de Vapores Tóxicos ya descrito a los siguientes datos:

Tanque de balance de Agua Amarga 35-F

- Altura = 8ft
- Diámetro = 3ft
- Temperatura de operación = 77°F
- Presión de operación = 1 kg/cm<sup>2</sup>
- Composición = 90% H<sub>2</sub>S y 10% H<sub>2</sub>O

63% H<sub>2</sub>S

35% Amoniaco

2% Fenol

- Límite Permisible de Exposición (concentraciones máximas para jornadas laborales de 8 horas) (LPE) = 15 ppm
- Concentración inmediatamente peligrosa para la vida o salud. Representa el nivel máximo del cual se puede escapar en 30 minutos sin sufrir daños irreversibles (IPVS) = 450 ppm

Una vez realizado el cálculo del Modelo de Riesgos de Dispersión de Vapores Tóxicos se obtuvo:

1. La velocidad de la descarga que es igual a 424 lb/mín.
2. Duración de la descarga igual a 4.71 minutos.
3. Cantidad descargada igual a 1998 libras.

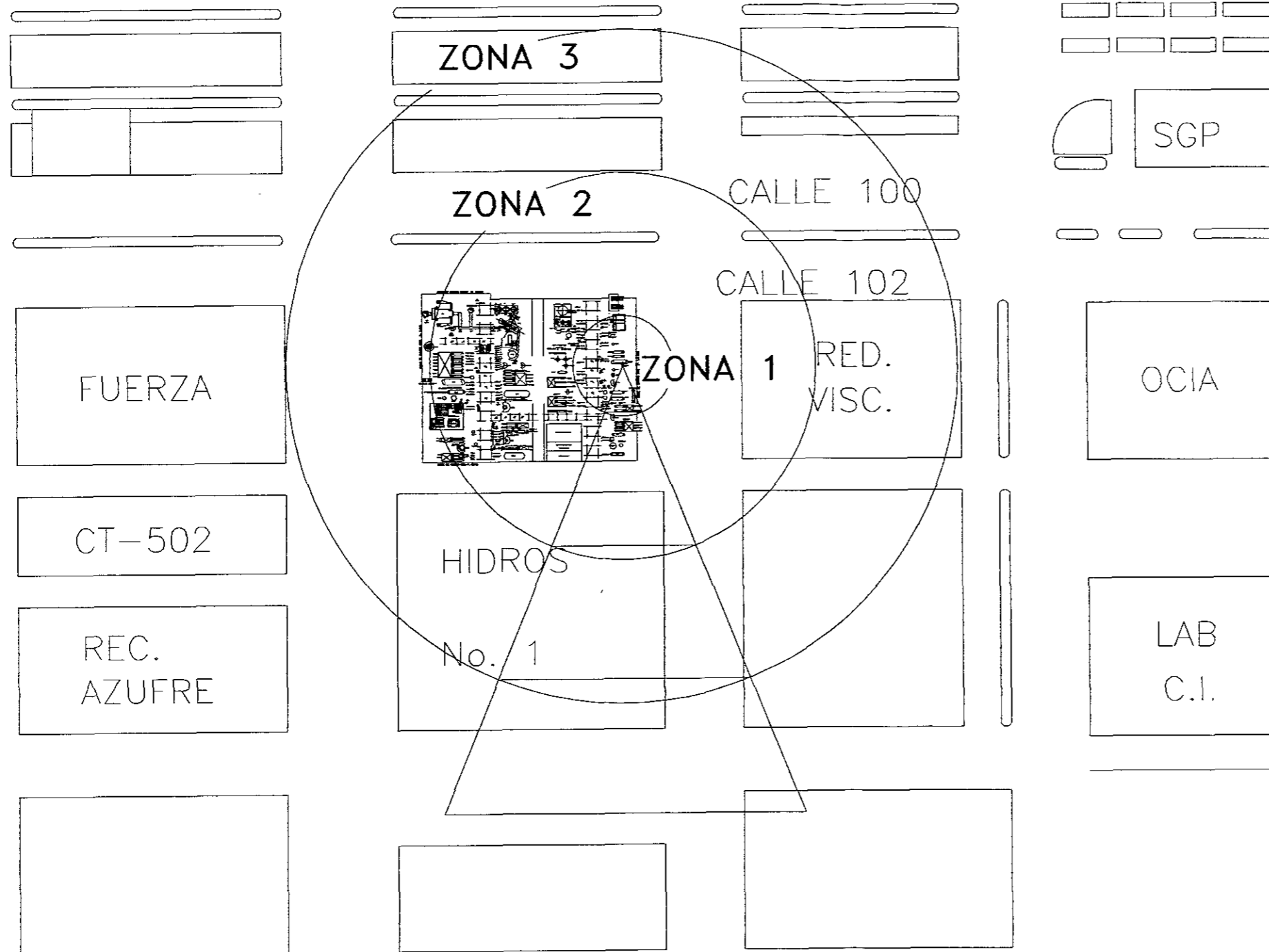
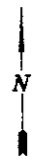
Además el Modelo de Riesgos de Dispersión de Vapores Tóxicos proporciona los datos de concentración por distancia y un área inicial de evacuación, así como el tiempo de llegada del contaminante y el tiempo de partida. Estos últimos resultados están representados en la tabla 3.9.

Con estos resultados se realizó un diagrama que muestra el radio de afectación de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) para la Refinería de Tula



TABLA. 3.10. EFECTOS DE LA NUBE TÓXICA DE ÁCIDO SULFHÍDRICO, H<sub>2</sub>S

DISTANCIA (METROS)	CONCENTRACION (NIVEL PISO PPM)	AMPLITUD DE LA ZONA DE EVACUACION INICIAL (METROS)
31	11575	107
119	1089	415
207	374	720
296	188	1026
384	113	1332
472	75	1637
561	53.6	1942
649	40.2	2180
737	31.2	2064
826	24.9	1924
914	20.2	1756
1002	16.7	1552
1091	14	1293
1179	11.8	930
DISTANCIA (METROS)	TIEMPO DE LLEGADA DEL CONTAMINANTE EN LA DIRECCION DEL VIENTO (MINUTOS)	TIEMPO DE PARTIDA DEL CONTAMINANTE EN LA DIRECCION DEL VIENTO (MINUTOS)
31	0.3	5.2
119	0.9	6.4
207	1.5	7.6
296	2.1	8.8
384	2.7	10.0
472	3.3	11.2
561	3.8	12.4



ZONA 1

Distancia 1= 31 metros  
Concentración 1= 11575 PPM  
Amplitud de la zona de evacuacion inicial =33m

ZONA 2

Distancia 2= 119 metros  
Concentración 2= 1089 PPM  
Amplitud de la zona de evacuacion inicial =127m

ZONA 3

Distancia 3= 207 metros  
Concentración 3= 374 PPM  
Amplitud de la zona de evacuacion inicial =220m



**CAPITULO 4**

**CONCLUSIONES**

#### 4.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP).

Para el desarrollo del Análisis de Riesgos y Operabilidad HAZOP, se emplearon tres circuitos los cuales fueron **Lodos de la Torre Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D, Fondos de la Torre Fraccionadora 1-E y Circuito de Gasolina Amarga** y se obtuvo un total de doce escenarios de accidentes que fueron jerarquizados con base en el índice de riesgo, es decir, la frecuencia / gravedad. Obteniéndose un total de quince recomendaciones, y se clasificaron de acuerdo a la prioridad. Dichas recomendaciones fueron en su totalidad de la clase **B** lo que significa que el riesgo debe de ser controlado para evitar que crezca su probabilidad y se deben realizar las gestiones necesarias para su pronta implantación.

La mayoría de las recomendaciones hacen énfasis en dar seguimiento a los programas de mantenimiento así como seguir cumpliendo los programas de capacitación y adiestramiento al personal. La tabla 4.1 muestra la lista jerárquica de recomendaciones con la causa o fundamento

#### 4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES PARA EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

Del Análisis de Árbol de Fallos se obtuvo la evaluación cuantitativa del escenario potencial de accidente **Falla del Compresor 2-J de extracción de gases del domo de la Torre Fraccionadora 1-E**, con todas las posibles causas.

En la estructura del Árbol de Fallos se aprecia que la mayoría de las puertas lógicas son de la forma "O", esto significa que se requiere la ocurrencia de uno a

más de los sucesos de entrada para producir el evento culminante no deseado o de salida. De dicha estructura se obtuvo un valor de probabilidad de ocurrencia igual a  $1.9 \times 10^{-1}$ .

Como la probabilidad calculada es mayor al potencial de pérdida probable ( $P^0 = 1 \times 10^{-3}$ ), es decir  $P_1 > P^0$ , el riesgo no se acepta.

Para reducir la probabilidad de ocurrencia del evento no deseado se requiere implantar la siguiente serie de recomendaciones;

1. Instalar el sistema anti-surge en el Compresor 2-J
2. Verificar el cumplimiento correcto del programa de mantenimiento predictivo, preventivo y proactivo al Compresor 2-J.
3. Elaborar y/o supervisar la aplicación de una lista de verificación (checklist) a servicios auxiliares (vapor, aire, corriente eléctrica).
4. Involucrar al personal de operación en la entrega y recibo de equipo crítico.

De esta manera al ser implementadas estas recomendaciones en la estructura del Árbol de Fallas, se eliminarán sucesos de tal forma que al ser calculada la probabilidad de ocurrencia del evento no deseado nuevamente esta es menor o igual al potencial de pérdida probable ( $P_2 = 1.1 \times 10^{-3}$ , por lo tanto,  $P_2 \leq P^0$ ), y el riesgo se acepta.

#### **4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES PARA EL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.**

Del Análisis de Consecuencias se concluye que:

A) A una distancia de 31 metros la concentración de H<sub>2</sub>S es de 11,575 ppm y la amplitud considerada como la zona inicial de evacuación es de 33 metros

b) A una distancia de 119 metros la concentración de  $H_2S$  es de 1,089 ppm y la amplitud considerada como la zona inicial de evacuación es de 127 metros.

c) A una distancia de 207 metros la concentración de  $H_2S$  es de 374 ppm considerando que la concentración inmediatamente peligrosa para la vida o salud, representa el nivel máximo del cual se puede escapar en 30 minutos sin sufrir daños irreversibles (IPVS) es igual 450 ppm y la amplitud considerada como la zona inicial de evacuación es de 220 metros

La distancia a la cual se alcanza una concentración de  $H_2S$  de 15 ppm es de 1,000 metros. A partir de este radio se puede considerar zona de seguridad.

Como se puede apreciar, la nube tóxica de  $H_2S$  conlleva a un riesgo de efectos dañinos que pueden provocar decesos en el personal que ahí labora de no atender a tiempo una fuga. En el diagrama de localización de la nube tóxica de  $H_2S$ , se aprecia que los efectos de una fuga no solo atañen a la Planta Catalítica I, ya que este radio abarca a otras plantas como son: Hidrodesulfuradora I y Reductora de Viscosidad.

Para mitigar los efectos de la nube tóxica de  $H_2S$  es necesario implementar la siguiente serie de recomendaciones:

1. Elaborar un plan de emergencia y rutas de evacuación y realizar simulacros en los que participe todo el personal que labora en la Planta Catalítica I.
2. Difundir los efectos y las causas de una nube tóxica de  $H_2S$ .

Como se puede observar a lo largo de este estudio, la aplicación de los métodos de Análisis de Riesgos son de gran importancia ya que éstos permiten la identificación y evaluación de los mismos. Además nos proporcionan una serie de

elementos que nos permiten hacer recomendaciones para mejorar la seguridad de la Planta Catalítica I, FCC-1.

Este tipo de análisis da pauta a que las industrias tomen por su propia cuenta la aplicación de las recomendaciones que el estudio propone, ya que por el sólo hecho de haber realizado un Análisis de Riesgos y Operabilidad, no se tiene la certeza de que el proceso esté liberado de sufrir cualquier contingencia. Por el contrario, realizar un estudio HazOp compromete a dar seguimiento al cumplimiento de cada una de las recomendaciones, de no hacerlo así, se estaría encubriendo un posible escenario de accidente.

Finalmente, con base en la información generada por el análisis, podemos afirmar que una vez identificados los riesgos y determinar su nivel de probabilidad, es necesario establecer las recomendaciones para controlar los riesgos que no son aceptados, previo a un análisis costo-beneficio y reducir la probabilidad de aquellos que no lo son.

Es necesario incluir al personal que ahí labora a través de cursos de capacitación, a que se comprometan a realizar sus labores con toda seguridad y evitar de esta manera escenarios de accidentes ya que ha sido demostrado que las fallas operacionales y humanas son la segunda causa de los accidentes ocurridos después de la falla de equipo.

Por otro lado es importante señalar que el control administrativo juega un papel clave ya que es este el que implanta los programas de mantenimiento (predictivo, preventivo y proactivo) adecuados.

Además de realizar las modificaciones y actualizaciones a programas, normas y procedimientos.

La integración de los controles administrativos y de ingeniería permiten la implantación correcta de las recomendaciones para eliminar, prevenir y controlar los riesgos a los que se enfrenta la operación de una planta, o bien para mitigar sus consecuencias.

**TABLA 4.1 LISTA JERÁRQUICA DE RECOMENDACIONES PARA EL HAZOP**

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
1. Menos presión en la descarga de las bombas 9J's debido a su baja eficiencia ocasionada por ensuciamiento en la línea de succión. (Ver Diagrama No. 3.4.1)	1. Realizar diagnóstico operacional, para detección de desviaciones en la operación y realizar el mantenimiento preventivo. 2. Incluir en el paro institucional la Inspección y limpieza de las líneas de succión de las bombas 9-J's.	B
2. Menos flujo de lodos en la descarga de las bombas 11-J's por su baja eficiencia. Esto puede ocasionar acumulación de lodos en 1-E. (Ver Diagrama No. 3.3)	3. Supervisar, por parte de personal de operación, que se cumpla correctamente con el programa de rotación de equipo dinámico.	B
3. Más flujo de lodos de la Fraccionadora 1-E al Convertidor 1-D, por falla de la válvula FV-39 y/o la válvula FV-40 en posición de más abierto de lo normal/abierto total, localizadas en las líneas SL- 1100A-6"-1C3F y 0-1138-4"-3C3F (Ver Diagrama No. 3.3).	4. Automatizar el desvío de carga y lodos al reactor con válvulas motorizadas.	B



TABLA 4.1 LISTA JERÁRQUICA DE RECOMENDACIONES PARA EL HAZOP

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
4. Menos temperatura en los fondos de la Torre Fraccionadora 1-E por ensuciamiento de los tubos de los intercambiadores de calor 8-C's y/o 14-C's. Esto puede ser la causa de bajos rendimientos de cortes laterales de 1-E. (Ver Diagramas No. 3.4.2 y 3.4.3)	5. Mantener siempre el equipo de relevo disponible.	B
5. No hay flujo de lodos de la Fraccionadora, 1-E, al Convertidor, 1-D, por taponamiento de la línea con catalizador ó por deficiente dilución. (Ver Diagrama No. 3.3)	6. Verificar, por parte de personal de operación, el cumplimiento del programa de limpieza de pichanchas de las bombas 11-J's.	B
6. Menos temperatura, por falla del lazo de control TIC-17/FIC-67 en posición de cerrado, en la Torre Debutanizadora 5-E (Diagrama No. 3.5.4). Esta falla ocasiona inestabilidad en la operación de la 5-E.	7. Hacer un estudio para seleccionar e instalar un instrumento que permita controlar en forma automática la temperatura en el fondo de la Torre Fraccionadora, 1-E.	B
7. No hay flujo en circuito de gasolina amarga, debido a que las válvulas de recibo de gasolina en tanques de almacenamiento están bloqueadas y la planta TAME (DC-5) está fuera de operación.	8. Verificar, por parte de personal de operación, el cumplimiento de los procedimientos operacionales y de emergencia en el sector de bombeo y de almacenamiento.	B
8. No hay flujo del Absorbedor-Agotador, 3-E, a la Torre Debutanizadora, 5-E, por falla de la válvula FV-52 en posición de cerrado (Ver Diagrama No. 3.5.4)	9. Dar mantenimiento preventivo al sistema remoto de detección de mezclas tóxicas y explosivas, y detección de fuego.	B

TABLA 4.1 LISTA JERÁRQUICA DE RECOMENDACIONES PARA EL HAZOP

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
9. No hay flujo de fondos de la Fraccionadora 1-E por obstrucción de la línea o los tubos de la Caldereta 2-C con carbón y/o catalizador. (Ver Diagramas No. 3.4.1 y 3.4.2)	10. Supervisar el cumplimiento de los programas de diagnóstico, mantenimiento y limpieza en los intercambiadores de calor.  11. Verificar el cumplimiento correcto del programa de mantenimiento a instrumentos críticos de señales de nivel.	B
10. Baja temperatura en el fondo de la Fraccionadora, 1-E, por ensuciamiento de las paredes de los tubos de la caldereta 2-C. (Ver Diagramas No. 3.4.1 y 3.4.2)	12. Verificar, por parte del personal de operación, el cumplimiento correcto del programa de reparación general institucional y de mantenimiento predictivo y preventivo a equipos.	B
11. Menos flujo de lodos de la Fraccionadora, 1-E, al Convertidor, 1-D, por división de flujo hacia 10-J a través de la línea SL-1101-3''-3P3 (Ver Diagrama No. 3.3). Esto causa inestabilidad en la operación de la Fraccionadora 1-E.	13. Supervisar la aplicación correcta de los procedimientos operacionales.  14. Supervisar que se sigan cumpliendo los programas de capacitación y adiestramiento en la sección de la Torre Fraccionadora 1-E.	B
12. Baja presión en la Torre Debutanizadora, 5-E, por presencia de agua (falla el control de nivel, LIC-19, del 4-F, en posición de cerrado), Ver Diagrama No. 3.5.3. Esta falla provoca inestabilidad en la operación de la 5-E.	15. Hacer un estudio para seleccionar e instalar un instrumento que permita detectar la presencia de agua en la gasolina.	B

**ANEXO**

## HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD PARA EL SULFURO DE HIDROGENO

Nombre Comercial: Sulfuro de Hidrógeno	Nombre Químico: Sulfuro de Hidrógeno
Peso Molecular: 34.08 gm/mol	Formula Química: H <sub>2</sub> S
Sinónimos: Monosulfuro de Dihidrógeno, Sulfuro de Dihidrógeno, Dihidruo de Azufre, Ácido Sulfhídrico.	% y Nombre de las Componentes  Hidrógeno= 5.92% mol Azufre= 94.09% mol
No de CAS: 7783-06-4	No Naciones Unidas UN-1053
Límite Máximo Permissible de Concentración en el aire (IPVS ppm): 450	Grado de Riesgo Salud NFPA: 3 nom 114:2 Inflamabilidad NFPA: 4 NOM 114:4 Reactividad: 0.0
Temperatura de Fusión °C: -85.49 °C	Temperatura de Ebullición °C: -60.33 °C
Presión de Vapor (mmHg a 20°C): 14060	Densidad Relativa: 1.15392 g/l
Densidad de Vapor (Aire=1): 1.189	Solubilidad en el Agua g/ml: 1 g/1.87 ml H <sub>2</sub> O a 10 °C
Temperatura de Autoignición °C: 260 °C	Estado Físico, Color y Olor: Gas incoloro con olor a huevo podrido.
Velocidad de Evaporación (Butil Acetato=1): Gas a condiciones normales.	Por ciento de Volatilidad %: Gas a condiciones normales y temperatura ambiente.
Sustancia Estable: Si	Condiciones a evitar: Calentamiento de recipiente.

### HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD PARA EL SULFURO DE HIDROGENO

Incompatibilidad (sustancias a evitar): Oxidantes, Bases fuertes y Metales	Descomposición de componentes peligrosos:  En óxidos de azufre	
Productos de la combustión:  Vapores tóxicos de óxido de azufre	Condiciones a evitar:  Fuentes de ignición Luz directa del sol No exceder 52°C en el almacenamiento	
<b>Riesgos para la Salud</b>		
Vías de entrada	Síntomas del lesionado	Primeros auxilios
Ingestión accidental	No es ingerible	-----
Contacto con los ojos	Causa irritación a la conjuntiva provocando <i>fotofobia</i> , <i>queroconjuntivitis</i> y <i>vesiculación del epitelio de cornea</i> . Lagrimeo, dolor, vista nublada	Lavar con agua tibia abriendo bien los párpados por lo menos 15 minutos.
Contacto con la piel	No hay información	Quitar la ropa contaminada. Lavar con agua y jabón.
Absorción	No hay información	Transportar a la víctima a un lugar ventilado y evaluar signos vitales, si es necesario aplicar RCP y si está conciente, mantenerlo tranquilo y sentado.

## HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD PARA EL SULFURO DE HIDROGENO

### Indicaciones en caso de fuga o derrame.

Mantener alejados del área cualquier fuente de ignición. Evitar que el material llegue a drenajes o fuentes de agua. Usar en forma de rocío para bajar los valores y amacendarla en lugares especiales pues esta disolución es tóxica y corrosiva.

### De protección Personal.

#### 1. Especificar tipo:

Utilizar equipo de respiración autónomo y traje de protección completo.

Para trasvasar pequeñas cantidades de disolución utilizar bata, lentes de seguridad y guantes.

#### 2. Prácticas de Higiene.

Aislar el área de peligro, mantenerse de frente al fuego a favor del viento, mantener a las personas innecesarias alejadas, mantenerse alejado de las áreas bajas, considerar la evacuación a favor del viento.

### Información de Transportación (de acuerdo con el reglamento de transporte)

Terrestre		Marítima	Aérea
Marcaje 1053.	Gas	Marcaje Gas Venenoso e	Codigo ICAO/IATA: 1053
Tóxico e Inflamable.		Inflamable.	Clase 2
Código Hazchem. 2WE		Código IMDG:2151	
		Clase 2;2:3	

### Información Ecológica (de acuerdo con el reglamento de ecología)

NOM-052-ECOL/1993

### Precauciones Especiales.

#### 1. De manejo y almacenamiento:

Los contenedores de este producto deben ser protegidos de electricidad estática, luz directa del sol, fuentes de ignición, de ácido nítrico concentrado, oxidantes fuertes, otros cilindros presurizados y líquidos y gases corrosivos. La temperatura de almacenamiento de los cilindros no debe exceder 52°C y el área debe estar bien ventilada

# **BIBLIOGRAFÍA**

---

## BIBLIOGRAFÍA

1. C. Florentini y F. de Vecchi (TECSA S. p. A, Italia); E. P. Lander (ATR Applied Training Resources, EE. UU.); C. Vilagut Orta (TECSA Ibérica, S.A.) **“Gestión de la Seguridad de los Procesos-Soporte al Funcionamiento y Sistemas de Formación”**. Ingeniería Química, 127-132 (Sep., 1997).
2. Santamaría Ramiro, J.M. y Braña Aísa, P.A., **“Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química”**. Fundación MAPFRE (1994).
3. Butrón Silva Jesús Arturo **“Reliability Theory Applied to the Process Industry”**. Paper Presented in the Fourth Chemical Congress of North America 25-30 August 1991, New York, N.Y.
4. De la Cruz Guerra Fausto, **“Administración de los Sistemas de Integridad Mecánica”**. Tesis-Maestría en Ingeniería Administrativa, ITCM, Cd. Madero, Tamps., México (1998).
5. EQE International, **“Process Hazards Analysis”**. San Francisco CA, USA (1992).
6. Independent Engineering Services LTD, **“Seminario sobre Estudios HazOP: Introducción a los Estudios HazOp”**, (Agosto, 1998).
7. 4. Continuing Engineering Studies, College of Engineering, University of Texas at Austin, **“Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries”**. A Short Course Presented at IMP, México (Junio, 1994).
9. Turner D.B. **“Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates”**, Environmental Protection Agency, Office of Air Programs Research Triangle Park, North Carolina, (1970).



- 
10. Mery P., Deniau R., "Les Moyens d'Estimation de la Dispersion des Polluants à l'Aval des Cheminées Industrielles", E.D.F, Bulletin de la Direction des Etudes et Recherches, Série A-Nucleaire, Hydraulique, Thermique. N° 3., pp. 5-64, (1972).
  11. Environmental Protection Agency, "Accidental Episode Manual", Office of Air Programs, Research Triangle Park. North Carolina, (1972).
  12. Pasquill F., "Atmospheric Diffusion. The Dispersion of Windborne Material from Industrial and Other Sources". Ellis Horwood Lt., 2nd. Edition, New York, (1974).
  13. U.S. Nuclear Regulatory Commission, "Methods for Estimating Atmospheric Transport and Dispersion of Gaseous Effluents in Routine Releases from Light-water Coded Reactors", Regulatory Guide I. III., U.S.A., July (1977).
  14. Ludwig F.L., Gasorek L.S., Ruff R.E., "Simplification 13 of a Gaussian Rff Model for Real-Time Minicomputer Use", Atmos. Environ., Vol. II, pp. 431-436, (1977).