



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"ZARAGOZA"

"DETERMINACION DEL NIVEL INTEGRAL DE LA SEGURIDAD  
(SIL) DE LOS SISTEMAS INSTRUMENTADOS DE SEGURIDAD  
(SIS) EN UNA PLANTA DE DESINTEGRACION CATALITICA  
(FCC)"

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
**I N G E N I E R A Q U Í M I C A**  
P R E S E N T A :  
**ESMERALDA RAMIREZ CRUZ**



MEXICO, D.F.

2004



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA**

**OFICIO: FESZ/JCIQ/084/03**

**ASUNTO:** Asignación de Jurado

**ALUMNA: RAMÍREZ CRUZ ESMERALDA**

**P r e s e n t e .**

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

<b>Presidente:</b>	<b>I.Q. René de la Mora Medina</b>
<b>Vocal:</b>	<b>Dr. Modesto Javier Cruz Gómez</b>
<b>Secretario:</b>	<b>I.Q. Salvador J. Gallegos Ramales</b>
<b>Suplente:</b>	<b>I.Q. José Benjamín Rangel Granados</b>
<b>Suplente:</b>	<b>I.Q. Luz Elena Flores Bustamante</b>

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

**A T E N T A M E N T E**

**“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”**

México, D. F., 8 de Octubre de 2003

**EL JEFE DE LA CARRERA**

**M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA**

**SECRETARIA**

✻

*Mi convicción*

*Hubo una época en que todo era más fácil.*

*Mi mamá decidía que ropa me ponía.*

*Me peinaba.*

*Me cuidaba.*

*Y cuando tenía hambre, sólo lloraba.*

*Iba a estudiar medicina*

*O tal vez ingeniería.*

*Pero un día, sin que me diera cuenta, crecí.*

*Y aprendí a decir que no.*

*No me conforme.*

*Empecé a tomar mis propias decisiones.*

*Y sentí que quería cometer mis propios errores.*

*Entonces tome el camino más difícil.*

*El que no estaba hecho.*

*Me dedique a lo que realmente quería*

*Me anime a ser distinta*

*Escuche esa voz que me salía de adentro.*

*Y por primera vez sentí que podía.*

*Era mi lucha.*

*Mi convicción.*

*Y sin dudarlo arriesgue todo lo que tenía*

*Porque en el fondo sabía que había algo mucho peor que fracasar.*

*No haberlo intentado.*

## AGRADECIMIENTOS

*A la Universidad Nacional Autónoma de México por ser mi casa de estudios y por proporcionarme lo mejor en enseñanza y por ser de mi una profesional*

*A la Facultad de Estudios Superiores Laxagoza por tener excelentes profesores, los cuales me compartieron sus conocimientos. Gracias por su apoyo.*

*A la Refinería "General Lázaro Cárdenas" de Minatitlán Veracruz, por las facilidades otorgadas para la realización de este trabajo.*

*A mis sinodales: I.D. Rene de la Mora Medina, I.D. Salvador J. Gallegos Ramales, I.D. José Benjamín Rangel Granados e I.D. Luz Elena Flores Bustamante por enriquecer este trabajo.*

*Al M. en I. Julio Cesar Rodriguez Jiménez, por su apoyo y ayuda para la realización de este trabajo. Gracias por su colaboración y por compartir sus conocimientos.*

*Al Dr. Néstor López Castillo por su confianza y amistad al integrarme en los proyectos, sin la cual no hubiera sido posible este trabajo.*

*Al Dr. M. Javier Cruz Gómez y Héctor Cruz Campa, por hacerme participe en los equipos de trabajo de los proyectos y depositar su confianza en mi trabajo.*

## DEDICATORIAS

*A Dios por haberme iluminado en este hermoso camino de sabiduría y darme las fuerzas que siempre necesito, por haberme dado la dicha de concluir a una de mis metas, por darme la mejor familia y por estar conmigo en todo momento.*

*A mis padres por darme el don de la vida, por apoyarme y estar conmigo en mis triunfos y fracasos incondicionalmente dándome su fuerza y su aliento.*

*A mi Mamá Lourdes Cruz Pascual, por ser uno de los ángeles que Dios me mando para que me cuidara y me diera el ser, por saber ser la mejor madre, amiga, y el ejemplo de entereza que tengo. Gracias por tu ternura, amor y por dar tu vida por nuestra familia. Te quiero mucho mamita.*

*A mi Papá Pablo Ramirez Santiago, por ser el otro ángel que Dios me dio, por ser el mejor padre, por ser un ejemplo de rectitud e inteligencia, por impulsarme a seguir adelante mostrándome que la perseverancia y el estudio es el camino del éxito, mil gracias por tu amor y saber guiar a nuestra familia. Te quiero mucho papi.*

*A mis hermanos por ser mis mejores amigos y compañeros que me mando Dios.*

*A mi hermano John Ramirez Cruz, por tus grandes consejos y por enseñarme la inexistencia de la derrota, por tu ejemplo de fuerza y carácter ante la vida mil gracias. Te quiero mucho hermano.*

*A mi hermana Flor Ramirez Cruz, por tu cariño, ternura, lealtad, comprensión, y por darme parte de tu fortaleza ante la vida. Gracias por ser una de mis mejores amigas. Te quiero mucho hermana.*

*Hemos aprendido a volar como los pájaros, a nadar como los peces, pero no hemos aprendido el sencillo arte de vivir juntos como hermanos.*

*M. L. King*

*Al Sr. Jesús Jiménez Galindo por ser mi compañero, por brindarme tu cariño, ternura, paciencia y comprensión. Gracias por estar conmigo en esto y por complementar mi vida compartiendo tu tiempo, tus cosas y tu ser.*

*Admiro tu fortaleza para enfrentar los problemas, la manera práctica y sencilla que tienes de ver la vida, tu valor para enfrentar las situaciones difíciles, tu aplomo para relacionarte con los demás, tan seguro de ti mismo siempre, tu simpatía, tu carisma con la gente que te rodea.*

*Te quiero mucho.*

*A mis amigos y compañeros del Ceaspa, Laboratorio E-212 de la Facultad de Química y Torre de Ingeniería por brindarme su apoyo, amistad y compartir sus conocimientos conmigo*

*A mis amigos de la Fes Zaragoza por brindarme su amistad y hacer menos difícil el camino a Raúl, Fanny, Leonel, María de Jesús, Balmore, y Alfredo.*



---

## ÍNDICE.

Resumen	I
Índice de tablas	III
Índice de figuras	IV
Símbolos y abreviaturas	V
	Página
<b>Capítulo 1. Introducción.</b>	
1.1 Justificación	1
1.2 Objetivos	3
1.3 Metodología	3
1.4 Técnicas de análisis empleadas	4
<b>Capítulo 2.Revisión bibliográfica y análisis de riesgo de proceso (ARP).</b>	
2.1. Técnicas para la evaluación del nivel integral de la seguridad (NIS/SIL) para un sistema instrumentado de seguridad (SIS)	5
2.1.1. Análisis de Capas de Protección Independientes LOPA.	5
2.1.2. Etapas del método LOPA	7
2.1.3. Identificación de capas de protección independientes	8
2.1.4. Sistema de Control Básico de Proceso (BPCS)	9
2.1.5. Alarmas críticas e intervención humana	10
2.1.6. Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS)	11
2.1.7. Protección física (válvulas de alivio, discos de ruptura, etc.)	13
2.1.8. Protección después de relevo (diques, paredes contra explosión, etc.)	13
2.1.9. Reglas de las capas de protección independientes (IPL)	13
2.2. Valor PFD para una IPL	14
2.2.1. IPL's pasivas	14
2.2.2. IPL's activas	16
2.2.3. IPL's humanas	16
2.2.4. Protecciones no consideradas como IPL's	18
2.3. Ciclo de vida de seguridad de los SIS	20
2.3.1. Etapas del ciclo de vida de seguridad	22
2.4. Arquitectura del SIS	27
2.5. Nivel Integral de la Seguridad (NIS/SIL) objetivo	33
2.5.1. Tipos de SIL	33
2.5.2. Probabilidad de Falla en Demanda (PFD)	36
2.5.3. Estimación de probabilidad y frecuencia	36

---



---

2.6. Métodos mas comunes empleados para determinar el nivel integral de la seguridad (SIL) para un sistema instrumentado de seguridad (SIS)	41
2.6.1 Método de matriz de capa de seguridad	41
2.6.2. Método de solamente consecuencias	42
2.6.3. Método del HazOp modificado	43
2.6.4. Método de árbol de fallas	44
2.7. Análisis de riesgo de proceso (ARP)	45
2. 7.1. Importancia de realizar el análisis de riesgos	45
2. 7.2. ¿Qué es un análisis de riesgos?	45
2. 7.3. Técnicas de análisis de riesgos.	46
2.7.4. Definición de análisis de peligro y operabilidad (HazOp).	47
2.7.5. Propósito del HazOp.	48
2.8.6. Características fundamentales de la técnica HazOp.	48
2.8.8. Procedimiento para llevar a cabo el análisis HazOp.	49

### Capítulo 3.Desarrollo técnico en base a la información recabada en campo

3.1. Proceso de refinación del petróleo	54
3.1.1.Principales procesos de refinación y su propósito	54
3.2. Descripción del proceso	58
3.2.1. Sección catalítica	59
3.2.2. Sección de fraccionamiento	64
3.2.3. Sección de preparación de carga	65
3.2.4. Sección recuperadora de vapores	65
3.2.5. Sección de tratamiento de gases y líquidos	66
3.2.6. Sección de fraccionamiento de ligeros	66
3.3. Metodología de análisis cuantitativo simplificado de escenarios de alto riesgo potencial para determinación del SIL requerido.	68
3.2.1 Metodología	69
3.2.2 Pasos de la metodología	69
3.4. Resultados de la determinación del "SIL" en los casos en que se recomiende la implementación de un "SIS"	86
3.4.1.Descripción detallada de la tabla utilizada en el estudio del SIL	86
3.4.2.Eventos de alto riesgo (clasificación B)	88
3.4.3. Interlocks existentes	92
3.4.4. Sistemas con detectores de fuego y con válvulas de aislamiento de activación remota	96
3.5. Análisis de resultados de la determinación del SIL en los casos en que se recomienda la implementación de un SIS	106

---



---

## **Capítulo 4. Conclusiones y/o recomendaciones.**

4.1. Conclusiones	110
4.2. Recomendaciones	111
4.2.1. Instalación de Válvulas de Aislamiento de Activación Remota (VAAR)	111
4.2.2. Instalación de sistemas de detección y alarma para explosividad	113
4.2.3. Recomendaciones generales	115
<b>Bibliografía.</b>	123
<b>Glosario.</b>	126
<b>Apéndice.</b>	
Apéndice A. Tablas de Probabilidad de Falla en Demanda.	138
Apéndice B. Hojas del HazOp	144

---



---

## RESUMEN

La seguridad en las plantas de proceso se ha convertido en un asunto de gran importancia a medida que estas son más grandes, eficientes y complejas. Es por eso, que este trabajo tiene como propósito evaluar el Nivel Integral de la Seguridad (SIL) que tiene uno de los procesos de refinación del petróleo como es el proceso de desintegración catalítica en fase fluidizada (FCC) y así obtener recomendaciones que ayuden a llevarlo a condiciones más seguras para prevenir riesgos.

Para tales fines y una mejor comprensión del presente trabajo, se desarrolla en el capítulo 1 una justificación al estudio realizado planteando los objetivos a cumplir, así como la metodología empleada en la determinación del SIL.

En el capítulo 2 se definen las técnicas de análisis empleadas, el Nivel Integral de la Seguridad (SIL) y Análisis de Capas de Protección Independientes (LOPA); describiendo los términos empleados en los mismos como son: Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS), Sistema de Control Básico de Proceso (BPCS), Probabilidad de Falla en Demanda (PFD) y Capas de Protección Independientes (IPL). En este capítulo también se menciona el Análisis de Riesgo de Proceso (ARP) y el Análisis de peligro y operabilidad (HazOp) que es parte fundamental para la aplicación de la metodología utilizada al determinar el SIL.

En el capítulo 3 se hace una descripción general acerca del proceso de refinación del petróleo mencionando las materias primas y los productos que se tienen en el mismo, detallando el proceso de desintegración catalítica en fase fluidizada (FCC) que es la planta a la que se determino el SIL. En este capítulo se detallan también los pasos de la metodología empleada en la determinación del SIL reportándose los resultados y el análisis de resultados que se obtuvieron en el estudio.

---



---

Por último en el capítulo 4 se tienen las conclusiones a las que se llegaron al determinar el SIL, haciéndose mención a las recomendaciones generales propuestas a la planta FCC.



## INDICE DE TABLAS.

	Página
2.1 Ejemplos de IPL's pasivos	15
2.2 Ejemplos de IPL's activas	16
2.3 Ejemplos de IPL's de acción humana	18
2.4 Ejemplos de protecciones no consideradas normalmente como IPL's	19
2.5 Nivel Integral de la Seguridad (SIL)	35
2.6 Fuentes de datos para la estimación de probabilidad y frecuencia	37
2.7 Tabla de decisión de solamente consecuencias	43
2.8 Palabras guía	50
2.9 Tabla de gravedades	51
2.10 Tabla de frecuencias	53
2.11 Clases de riesgo	53
3.1 Valores límites de estas zonas, así como el criterio utilizado en este análisis	71
3.2 Rango de frecuencias	72
3.3 Frecuencia al umbral	74
3.4 Descripción de los efectos potenciales de acuerdo a la categoría de consecuencias	75
3.5 Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a la cantidad de sustancia derramada	76
3.6 Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a la consecuencia en la producción y en las instalaciones	76
3.7 Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo al costo total de las consecuencias	77
3.8 Frecuencia al umbral	77
3.9 Probabilidad de falla en demanda	80
3.10 Valores típicos de $S_{pfd}$	81
3.11 Valores de $S_{add}$	85
4.1 Lineamientos para instalación del SIS de SIL1	119
4.2 PFD's para la configuración SIL1	120
4.3 PFD's para la configuración SIL2	121
4.4 PFD's para la configuración SIL3	122



---

## INDICE DE FIGURAS.

	Página
2.1	Definición del sistema instrumentado de seguridad (SIS) 12
2.2	Ciclo de Vida de Seguridad de los SIS 21
2.3	Propuesta de arquitectura SIL1 28
2.4	Propuesta de arquitectura SIL2 28
2.5	Propuesta de arquitectura SIL3 29
2.6	Configuración 1oo1 30
2.7	Configuración 1oo2 30
2.8	Arquitectura SIL 1 31
2.9	Arquitectura SIL 2 32
2.10	Arquitectura SIL 3 32
2.11	Reducción del riesgo 34
2.12	Uso del registro histórico para predecir posibilidades del incidente 40
2.13	Matriz cualitativa para la determinación del SIL 42
3.1	Esquema general de refinación del petróleo 57
3.2	Presentación de los criterios de aceptabilidad de riesgos en un diagrama frecuencia-gravedad 71
3.3	Capas de protección de un proceso, finalidad y consecuencias de fallas bajo demanda 79
4.1	Configuración A SIL1 116
4.2	Configuración B SIL1 118
4.3	Propuesta de Arquitectura genérica para una configuración SIL1 120
4.4	Propuesta de Arquitectura genérica para una configuración SIL2 121
4.5	Propuesta de Arquitectura genérica para una configuración SIL3 122



---

## SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS.

- AIChE: American Institute of Chemical Engineers (Instituto Americano de Ingenieros Químicos).
- API: American Petroleum Institute (Instituto Americano del Petróleo).
- BPCS: Basic Process Control System (Sistemas del control básico del proceso).
- CCPS: Center Chemical Process Safety (Centro de Seguridad de Procesos Químicos).
- E/ES: Eléctrico / Electrónico.
- FCC: Fluidized Catalytic Cracking
- HazOp: Hazard and Operability (Análisis de peligro y operabilidad).
- ISA: Instrument Society of America (Sociedad Americana de Instrumentación).
- LOPA: Layers Of Protection Análisis (Análisis de capas de protección).
- MTBF: Mean Time Between Failures (Lapso de operación entre fallas de un equipo).
- NEMA: National Electric Manufacturers Association (Asociación nacional de fabricantes eléctricos).
- OSHA: Occupational Safety and Health Administration (Agencia de Administración de la Seguridad y Salud Ocupacional).
- PLC: Programming Logic Control (Controlador lógico programable).
- PES: Programmable Electric System (Sistema eléctrico programable).
- PFD: Probabilidad de Falla en Demanda.
- PHA: Process Hazard Análisis (Análisis del peligro de los procesos).
- PLC: Program Logic Control = Solucionador lógico.



- 
- SAAFAR: Sistemas Automáticos de Alarma por Detección de Fuego y/o por Atmósferas Riesgosas.
  - SIF: System Instrumented Function = Función instrumentada de seguridad.
  - SIL: Safety Integrity Level = Nivel integral de la seguridad.
  - SIS: System Instrumented of Security (Sistema instrumentado de seguridad).
  - UOP: Universal Oil Products
  - VAAR: Válvula de Aislamiento de Activación Remota.



# *CAPÍTULO 1*



---

## CAPÍTULO 1

### INTRODUCCIÓN

#### 1.1 JUSTIFICACIÓN

La naturaleza de los procesos y operaciones que se realizan en la industria implica riesgos de incidentes industriales.

La seguridad en las plantas de proceso se ha convertido en un asunto de gran importancia a medida que estas son más grandes, eficientes y complejas. Estudiando los sucesos catastróficos o desastres ocurridos en los procesos, es verdaderamente difícil encontrar un sistema de análisis formal de seguridad, aplicado antes del incidente, que de la probabilidad de ocurrencia del suceso. Esto es significativo, considerando la proporción de incidentes que ocurren constantemente en la industria, no debido a desconocimiento de los potenciales cinéticos y termodinámicos destructivos, si no por la falta de confiabilidad de sistemas instalados para contar con una seguridad adecuada contra la ocurrencia de estos accidentes.

Por lo anterior, para instalaciones en riesgo es justificable la instalación de una protección adicional a la incluida en los proyectos originales, que permita aumentar la velocidad de respuesta ante emergencias y con ello, disminuir significativamente daños y recursos necesarios para controlar tales situaciones.



Pero el constante incremento de costos del equipo y las primas de seguros, así como la responsabilidad que implica el escape fuera de control de las enormes energías contenidas en los procesos químicos o las materias primas que se manejan, han incrementado el ímpetu de la industria hacia los objetivos de la prevención de riesgos, compartidas por todos.

Debido al interés en la seguridad industrial, se han hecho trabajos al respecto que han asumido la necesidad de sistemas instrumentados pero sin la suficiente justificación, o bien con justificación, utilizando metodologías de cálculo rigurosas y complejas, partiendo de datos con un alto nivel de incertidumbre. En algunos casos, los criterios de aceptabilidad de riesgo utilizados no son explícitos y no son coherentes entre una instalación y otra.

Considerando lo anterior, y con el propósito de elevar el nivel de seguridad de las instalaciones, se hace necesario contar con sistemas que evalúen cuantitativa o semi-cuantitativamente, la frecuencia de las demandas y la probabilidad de falla de sus capas de protección, para así poder determinar si las protecciones son suficientes de acuerdo a los criterios establecidos. Si las protecciones para un escenario de riesgo no son suficientes se deben evaluar capas de protección adicionales entre las cuales se puede utilizar un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS), en cuyo caso el método permite determinar fácilmente el Nivel Integral de la Seguridad (SIL) requerido.

En base a los conceptos mencionados, el presente trabajo tiene la finalidad de aplicar la metodología para la determinación del SIL, mediante la identificación de capas de protección independientes (LOPA) en una planta de desintegración catalítica tipo FCC de una refinería.



Es importante hacer notar que para el desarrollo de dicho trabajo se tomó como base la norma ISA S84.01 “Aplicaciones de Sistemas Instrumentados de Seguridad para las Industrias de Proceso” adaptando una metodología semi-cuantitativa basada en el análisis LOPA (Layers of Protection Analysis).

## 1.2 OBJETIVOS

- Analizar los riesgos en una planta de desintegración catalítica (FCC) mediante la técnica HazOp.
- Aplicar la metodología semi-cuantitativa basada en el análisis de capas de protección (LOPA) para la planta FCC.

## 1.3 METODOLOGÍA

- Definir los criterios de aceptabilidad de riesgos.
- Identificar los eventos peligrosos y evaluar su gravedad.
- Identificar los eventos iniciales y evaluar su frecuencia.
- Identificar las capas de protección independientes existentes y evaluar su efectividad.
- Determinar la frecuencia esperada del evento peligroso considerando las capas de protección independientes.
- Determinar la necesidad de capas adicionales de protección.
  
- Determinar en el caso insuficiente de capas adicionales de protección No-SIS recomendar un SIS y a su vez determinar el nivel de integridad de seguridad de la planta.



---

## 1.4 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS EMPLEADAS

En su mayoría, las técnicas de análisis de riesgos han demostrado ser eficientes, sin embargo difieren en su metodología. Esta diferencia y el tipo de resultados que pueden ser obtenidos en particular de cada uno de ellos, sugieren que pueden combinarse para obtener mejores resultados. En el presente trabajo se combinaron y aplicaron, la técnica HazOp y la metodología semi-cuantitativa basada en análisis de capas de protección (LOPA) para la planta FCC.

En este trabajo se mencionan algunos aspectos de los análisis de confiabilidad de sistemas, su importancia y características principales. Asimismo se define el Nivel Integral de la Seguridad (SIL), así como el Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS), y algunos conceptos básicos en la determinación del SIL requerido en la planta de desintegración catalítica (FCC).

La técnica de análisis de riesgos (literalmente peligros) y operabilidad HazOp, identifica riesgos potenciales en la planta es decir, (desviaciones de la intención de diseño) y establece recomendaciones para minimizarlos y mejorar la operabilidad de la misma. La metodología semi-cuantitativa del análisis de capas de protección (LOPA) permite evaluar las capas de protección con que cuenta la planta y determina si son suficientes o necesitan adicionar capas de protección adicionales a ésta, SIS y/o no-SIS, determinándolas en base a cálculos sencillos y criterios establecidos en la bibliografía, para mitigar o reducir el posible riesgo del evento así como los posibles daños al personal y a la planta que se tenga en determinados escenarios dentro del estudio HazOp.



## *CAPÍTULO 2*



---

## CAPÍTULO 2.

### REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA Y ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO (ARP).

#### 2.1. TÉCNICAS PARA LA EVALUACIÓN DEL NIVEL INTEGRAL DE LA SEGURIDAD (SIL) PARA UN SISTEMA INSTRUMENTADO DE SEGURIDAD (SIS) <sup>(4)</sup>

Las técnicas de análisis de la disponibilidad de la seguridad emplean metodologías sistemáticas que descomponen un sistema complejo en un sistema de componentes básicos. El desarrollo y la interacción de estos componentes se unen dentro de modelos de confiabilidad (tales como Diagramas de Bloques de Confiabilidad que requieren matemáticas simples, Análisis de Árbol de Fallas que requiere de álgebra booleana y Modelo de Markov que requiere de el uso de matrices.) para determinar toda la disponibilidad de la seguridad del sistema.

En este trabajo se utilizará la metodología propuesta y basada en el método LOPA (Análisis de Capas de Protección Independientes) que a continuación se describe.

##### 2.1.1 ANÁLISIS DE CAPAS DE PROTECCIÓN INDEPENDIENTES (LOPA) <sup>(13)</sup>

LOPA es una forma simplificada de evaluación de riesgos. LOPA usa típicamente categorías de órdenes de magnitud para frecuencia de eventos iniciales, gravedad de consecuencias y probabilidad de fallas de capas de protección independiente para acercarse al escenario de riesgo. LOPA es una herramienta de análisis típicamente elaborada sobre la información desarrollada durante una evaluación de riesgos cualitativa (PHA).



LOPA no hace una evaluación de riesgos totalmente cuantitativo, es más bien un método que cae entre un método cualitativo y cuantitativo; es decir es un método simplificado para evaluar el valor de las capas de protección para un escenario de accidente definido.

El propósito de LOPA es determinar si hay suficientes capas de protección en un escenario de riesgo. Muchas capas de protección son posibles en un escenario de riesgo. Un escenario de riesgo requiere de una o más capas de protección dependiendo de la complejidad del proceso y de la gravedad potencial de las consecuencias. Para un escenario dado, únicamente una capa de protección debe trabajar con éxito para prevenir las consecuencias. Sin embargo, dado que ninguna capa es absolutamente eficaz, suficientes capas de protección deben ser proporcionadas para mitigar el riesgo de un accidente tolerable.

LOPA es aplicado después de una consecuencia inaceptable, y una causa creíble por este. Entonces proporciona un orden de magnitud aproximado del escenario de riesgo.

Las herramientas sumi-cuantitativas (o herramientas cuantitativas simplificadas) como son LOPA, FMEA cuantificado, índice DOW de explosión y fuego, son usadas para proporcionar estimación de riesgos en órdenes de magnitud, cuya aplicación a problemas sencillos es buena y a problemas complejos es regular.

Sin embargo, LOPA puede ser mucho más eficiente que los métodos cualitativos para juzgar la eficiencia de las capas de protección. LOPA no es usado para remplazar análisis cuantitativos. Si modelos de comportamiento humano complejo o modelos de falla de equipo son requeridos para entender el riesgo de un escenario, entonces análisis cuantitativos es más apropiado.



---

## 2.1.2 ETAPAS DEL MÉTODO LOPA.

LOPA es implementada usando una serie de reglas que pueden ser divididas en etapas.

1. Identificar la consecuencia para proteger el escenario. Puesto que LOPA típicamente evalúa escenarios que han sido desarrollados en un estudio previo, la consecuencia es identificada durante un análisis de riesgos cualitativo (tal como un estudio HazOp). En seguida el analista evalúa la consecuencia (incluyendo el impacto) y estima su magnitud.

2. Seleccionar de un escenario de accidente.

LOPA es aplicada a un escenario que puede venir de otro análisis (tal como un análisis cualitativo) pero el escenario describe un simple par de causa consecuencia.

3. Identificar el evento inicial del escenario y determinar la frecuencia del evento inicial (eventos por año).

El evento inicial debe guiar a la consecuencia (falla de protecciones). La frecuencia debe considerar aspectos de fondo del escenario, tal como la frecuencia del modo de operación para el cual el escenario es válido. Muchas compañías proporcionan guías para estimar la frecuencia que tengan consistencia con los resultados de LOPA.

4. Identificar las capas de protección independiente y estimar la probabilidad de falla en demanda de cada capa de protección.

Algunos escenarios requerirán únicamente una capa de protección independiente, mientras otros escenarios de accidentes requerirán muchas capas de protección independientes o capas de protección independiente de muy baja probabilidad de falla en demanda, para alcanzar un riesgo tolerable



---

para el escenario. Reconociendo la existencia de capa de protección que reúnan los requerimientos de capas de protección independiente para un escenario dado es el corazón de LOPA.

5. Estimar el riesgo del escenario por combinación matemática de los datos de consecuencia, evento inicial, y capas de protección independiente.

Otros factores pueden ser incluidos durante el cálculo, dependiendo de la definición de consecuencias. Incluyendo aproximaciones de métodos gráficos, y formulas aritméticas.

6. Evaluar el riesgo para alcanzar una decisión a cerca del escenario en estudio.

### **2.1.3 IDENTIFICACIÓN DE CAPAS DE PROTECCIÓN INDEPENDIENTES.**

Una capa de protección independiente (IPL) es un dispositivo, sistema, o acción que es capaz de impedir a un escenario proceder a su consecuencia indeseable, independiente del evento inicial o de la acción de cualquier otra capa de protección asociada con el escenario. La efectividad e independencia de un IPL deben ser auditables; es decir, se debe confirmar que es eficaz previniendo la consecuencia.

La diferencia entre un IPL y una protección es importante. Una protección es cualquier dispositivo, sistema, o acción que interrumpirían la cadena de eventos que siguen probablemente al evento inicial. Sin embargo, la eficacia de algunas protecciones no puede cuantificarse debido a la falta de datos, incertidumbre a la independencia o eficacias, u otros factores.

Por otra parte, cabe mencionar que todas las IPL's son protecciones, pero no todas las protecciones son IPL's.



La eficacia de una IPL es cuantificado en términos de su probabilidad de falla en demanda (PFD) la cual esta definida como la probabilidad que un sistema (en este caso la IPL) fallará al ejecutar una función específica o demanda. El PFD es un número dimensional entre 0 y 1. El valor más pequeño del PFD, tiene una mayor reducción en la frecuencia de la consecuencia. La “reducción en frecuencia” lograda por una IPL, al mismo tiempo determinara el “factor de reducción de riesgo.”

Las protecciones pueden ser clasificadas en dos tipos, de acuerdo a como actúan y su eficacia para reducir la frecuencia o consecuencias de un evento inicial.

- activo o pasivo,
- preventivo (preliberación) o mitigado (posliberación)

#### 2.1.4 SISTEMA DE CONTROL BÁSICO DE PROCESO (BPCS)

El BPCS es el sistema de control que continuamente supervisa y controla al proceso en la operación de la planta. Los BPCS pueden suministrar tres tipos diferentes de funciones de seguridad que pueden ser capas de protección independientes (IPL's):

- acción continua de control, la cual mantiene al proceso en los valores de “set-point” dentro de la operación normal es intenta prevenir el aumento de un escenario anormal siguiendo la iniciación del evento.
- estados del controlador (controlador lógico o unidades de sonido de alarma), qué identifica los procesos anormales y proporciona esta información (típicamente, como mensajes de alarmas) al operador que se espera que tome una acción correctiva específica (control del proceso o paro del mismo).



- estados del controlador (controlador lógico o control de relevo), que toma una acción automática en el proceso al identificar una anomalía, y retorna al proceso a la operación normal. Esta acción debe producir un cierre y debe mover el proceso a un estado seguro.

Si se tiene una situación irregular en un escenario en estudio, el primer nivel de protección es el sistema de control básico de proceso (BPCS), el cuál, esta expuesto a la influencia de diferentes factores que reducen su efectividad como es el caso de:

- Cambio en las variables de operación, fuera de los límites de flexibilidad del proceso.
- Programas de mantenimiento no adecuados
- Medio ambiente externo.
- Edad del dispositivo o equipo

Estos y otros factores afectaran la confiabilidad de los dispositivos del BPCS y por lo tanto no tendrán la capacidad de responder ante una demanda presente en un escenario, convirtiéndose en muchas situaciones en el evento inicial que genere las consecuencias. Esto implica que se deben tener capas de protección adicional e independiente del BPCS, cuya función sea mitigar o llevar el proceso a condiciones seguras.

### **2.1.5 ALARMAS CRÍTICAS E INTERVENCIÓN HUMANA.**

El segundo nivel de protección durante la operación normal que se tiene en un escenario esta formada por alarma e intervención humana y deben ser activados por el BPCS, cuyo nivel de confiabilidad esta sujeto a la intervención y destreza del personal de la planta, por lo que es importante tener una capa de mayor confiabilidad (sistema instrumentado de seguridad SIS) que garantice la prevención o minimice los incidentes o consecuencias.



La acción del operador, iniciada por alarmas u observación, puede acreditarse como un IPL cuando se satisfacen varios criterios para asegurar la efectividad de la acción.

Los procedimientos de la compañía pueden mejorar la intervención humana en el sistema, pero no son considerados como IPL.

### 2.1.6 SISTEMAS INSTRUMENTADOS DE SEGURIDAD (SIS)

Los Sistemas Instrumentados de Seguridad son muy importantes en la administración de riesgos debido a que reducen o evitan las consecuencias de los peligros al personal, al ambiente e instalaciones. Los riesgos deben prevenirse como un objetivo inicial del diseño y deben ser mitigados para reducir el riesgo al personal. Por lo tanto, los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) cumplen una función primordial evitando los eventos de riesgo o minimizando la severidad de las consecuencias al personal, medio ambiente e instalaciones.

Un sistema instrumentado de seguridad (SIS) es una combinación de sensores, controladores lógicos, y elementos finales que ejecuta una o más funciones instrumentadas de seguridad (SIF's). Las SIF's son funciones de control, de seguridad a veces llamada seguridad "interlock" y las alarmas de seguridad críticas.

Una SIF es una combinación de sensores, controladores lógicos, y los elementos finales con una especificación del nivel de integridad de seguridad que detecta una condición anormal y trae el proceso a un estado funcionalmente seguro (ver figura 2.1). Normalmente se considera que un SIF es un IPL y el diseño del sistema, el nivel de redundancia, y la cantidad y tipo de comprobación determinarán el PFD.

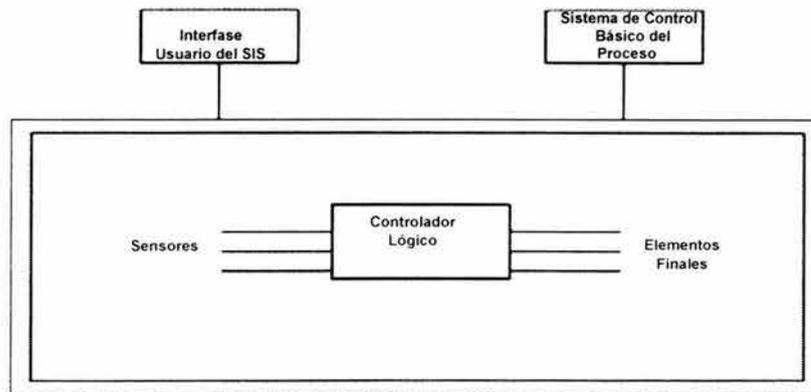


Figura 2.1 - Definición de Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) <sup>(2)</sup>.

Los detalles importantes del diseño incluyen lo siguiente:

- Las funciones instrumentadas de seguridad (SIF's) son funcionalmente independientes del sistema de control básico de proceso (BPCS).
- Uso de redundancia en los componentes del sistema y en las señales. La redundancia puede lograrse de varias maneras. El más obvio es instalar sensores múltiples el o elementos finales múltiples (el válvulas) el para el mismo servicio.

Cada función instrumentada de seguridad (SIF) tendrá su propio valor de probabilidad de falla en demanda (PFD) basado en:

- el número y tipo de sensores, controladores lógicos, y elementos finales de control; y
- el intervalo de tiempo entre las pruebas funcionales periódicas de los componentes de los sistemas.

La reducción de riesgo de un SIF se define en términos de su PFD.



---

### **2.1.7 PROTECCIÓN FÍSICA (VÁLVULAS DE ALIVIO, DISCOS DE RUPTURA, ETC.)**

Estas capas de protección independientes (IPL's) son dispositivos pasivos, los cuales proporcionan protección cuando hay niveles altos. Sin embargo, su efectividad puede arruinarse al violar las reglas o los servicios corrosivos, por ejemplo, si se instalan las válvulas de bloqueo en lugar de válvulas de alivio, o si la inspección y actividades de mantenimiento son de baja calidad. Aunque las posibilidades de que fallen son bajas, la posibilidad de falla debe de incluirse en los escenarios.

Estos dispositivos, cuando se clasifican apropiadamente según el tamaño, diseño y mantenimiento, son IPL's; estos pueden proporcionar un alto grado de protección contra el sobrepresionamiento.

### **2.1.8. PROTECCIÓN DESPUÉS DE RELEVO (DIQUES, PAREDES CONTRA EXPLOSIÓN, ETC.)**

Estas IPL's son dispositivos pasivos que proporcionan un nivel alto de protección si se diseñaron y se les dio mantenimiento correctamente. Aunque sus velocidades de falla son bajas, las posibilidades de falla deben ser incluidas en los escenarios.

### **2.1.9. REGLAS DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN INDEPENDIENTES (IPL).**

Para que un dispositivo, sistema, o acción sea considerado como una capa de protección independiente (IPL), debe ser:

- Eficaz, fuerte y rápida, previniendo la consecuencia cuando funciona como diseño, independiente del evento inicial y los componentes de cualquier otra IPL ya exigidos para el mismo escenario.



- Auditable de la efectividad asumida en términos de la prevención de la consecuencia y el PFD es capaz de ser aprobada de alguna manera (por documentación, examinación y prueba, etc.).
- Independiente del inicio del evento y de los componentes de cualquier otra IPL ya exigidos por el mismo evento

## 2.2. VALOR PFD PARA UNA IPL

La probabilidad de falla en demanda (PFD) para una capa de protección independiente (IPL) es la probabilidad, que cuando es demandada, no ejecuta la acción requerida. La PFD para una función del sistema de control básico del proceso (BPCS) incluye factores como programación de errores humanos, desviaciones de "interlocks", y seguridad típica de sistemas que están para controlar el acceso al controlador lógico.

Los valores de PFD también deben ser consistentes con las velocidades de falla para iniciar el desarrollo de las frecuencias de eventos y el criterio de tolerancia de riesgo.

### 2.2.1. IPL'S PASIVAS

Una capa de protección independiente pasiva no requiere tomar una acción para que él logre su función reduciendo el riesgo. La Tabla 2.1 contiene ejemplos de IPL's que logran la reducción de riesgo y que usan IPL's pasivas para reducir la frecuencia de eventos de consecuencias mayores.

Algunos ejemplos son los diques del tanque, arrestadores de flama o detonación, y se considera que estos dispositivos previenen la consecuencia indeseada (daño por explosión al equipo protegido y edificios, fallas debido a la exposición de fuego a los contenedores o tuberías, fuego o detonación que atraviesan un sistema de tuberías, etc.).



Si se diseñó adecuadamente, tales sistemas pasivos pueden acreditarse como capas de protección independientes (IPL's) con un alto nivel de confianza y reducción significativa de la frecuencia de eventos con consecuencias potencialmente mayores. Puede haber otras consecuencias menos serias (como fuego en un dique, daño por la explosión de algún equipo) lo cual debe analizarse en otros escenarios.

Tabla 2.1 Ejemplos de IPL's pasivas. <sup>(4)</sup>

IPL	Comentarios asumiendo diseño básico adecuado, inspección adecuada y procedimientos de mantenimiento adecuados.
Dique	Reducen la frecuencia de la consecuencia(derrame general) de sobrellenado de tanques/ruptura/etc.
Sistema de drenaje subterráneo	Reducen la frecuencia de la consecuencia(derrame general) de sobrellenado de tanques/ruptura/etc.
Venteo abierto (no válvula)	Prevenir la presurización
A prueba de fuego	Reduce la velocidad de entrada de calor y suministra tiempo adicional para despresurización / bombeo / etc.
Pared contra explosión	Reducen la frecuencia de la consecuencia de una explosión por confinamiento de explosión y protección de equipo / construcciones/ etc.
Diseño de seguridad	Si es implementada apropiadamente puede reducir significativamente la frecuencia de la consecuencia asociada con un escenario. Nota: las reglas LOPA para algunas compañías permite el diseño seguro características para eliminar ciertos escenarios(diseño de recipientes que excedan la presión, todos los posibles cambios de presión alta)
Flama/ arrestadores de detonación	Si se diseña, es instalada y se le da mantenimiento apropiado este eliminará el potencial para el escenario a través de un sistema de tuberías o dentro de un recipiente o tanque.



### 2.2.2. IPL'S ACTIVAS

Las IPL's activas son requeridas para moverse de un estado a otro en respuesta a un cambio en una variable del proceso (temperatura o presión), o una señal de un botón pulsador o un interruptor.

Una capa de protección independiente activa generalmente comprende:

- un tipo de sensor (instrumento, mecánico, o humano),
- un proceso de decisión-fabricación (controlador lógico, relevo, humano, etc.),
- una acción (automático, mecánico, o humano).

Tabla 2.2 Ejemplos de IPL's activas. <sup>(4)</sup>

IPL	Comentarios asumiendo un adecuado diseño básico e inspección / procedimientos de mantenimiento
Válvula de relevo	Sistema que previene la presurización excedida especificada. La eficacia del dispositivo es sensitiva para servicios y experiencia.
Disco de ruptura	Sistema preventivo excediendo la presurización especificada. La eficacia puede ser muy sensitiva para servicio y experiencia.
Sistema básico de control de procesos	Puede dar crédito a un IPL si no es asociado con la existencia de iniciación del evento considerado.

### 2.2.3. IPL'S HUMANAS

Las capas de protección independientes (IPL's) humanas involucran la confianza en los operadores, u otro personal, para tomar acción para prevenir una consecuencia indeseable, en respuesta a las alarmas o siguiendo una rutina de chequeo del sistema. Generalmente, la actuación humana es considerada menos fiable que los controles de ingeniería, por lo que se debe tener cuidado cuando es considerada la efectividad de la acción humana como una IPL.



Sin embargo, no acreditar las acciones humanas bajo condiciones bien definidas es demasiado conservador. La acción humana debe tener las siguientes características:

- Tiempo disponible para tomar la acción que debe ser adecuada. Esto incluye el tiempo necesario para decidir que acción se requiere y el tiempo necesario para tomar la acción. El mayor tiempo disponible para la acción, la probabilidad de falla en demanda PFD dada para la acción humana como una capa de protección independiente. La decisión del operador no requerirá:
  - ningún cálculo o los diagnósticos complicados,
  - ningún balance de costos de interrupción de la producción contra la seguridad.
- La indicación siempre debe ser:
  - Perceptible.
  - Disponible para el operador,
  - clara incluso bajo las condiciones de la emergencia,
  - simple y fáciles de entender.
- El operador no debe esperarse para ejecutar otras tareas al mismo tiempo así la acción requerida por la capa de protección independiente (IPL), y la carga de trabajo normal del operador debe permitirle al operador estar disponible para actuar como una IPL.
- El operador es capaz de tomar la acción requerida bajo todas las condiciones esperadas para ser razonablemente presente.
- La instrucción para la acción requerida es ejecutada y documentada regularmente. Esta deberá estar de acuerdo con lo escrito en las instrucciones operacionales y en las auditorias regulares para demostrar que todos los operadores asignados a la unidad pueden realizar las tareas requeridas cuando son alertados por una alarma.



- La indicación y acción, normalmente debe ser independiente de cualquier alarma, instrumento, función instrumentada de seguridad (SIF) u otro sistema acreditado como parte de otra capa de protección independiente ó de la consecuencia del evento.

Tabla 2.3. Ejemplos de IPL's de acción humana. <sup>(4)</sup>

IPL	Comentarios asumiendo una documentación adecuada, instrucción y procedimientos de prueba
Acción humana con 10 minutos de tiempo de respuesta	Acción simple bien documentada, clara e indicación fiable para la acción requerida.
Respuesta humana para indicación de BPCS o alarmas con 40 minutos de tiempo de respuesta	Acción simple bien documentada con clara e indicación fiable para la acción requerida.
Acción humana con 40 minutos de tiempo de respuesta	Acción simple bien documentada con clara e indicación fiable para la acción requerida.

#### 2.2.4. PROTECCIONES NO CONSIDERADAS COMO IPL'S

En la tabla 2.4 se presenta un resumen de las protecciones que normalmente no son consideradas como capas de protección independientes (IPL's).



**Tabla 2.4. Ejemplos de protecciones no consideradas normalmente como IPL's (5).**

<b>Protecciones no consideradas normalmente como IPL's</b>	<b>Comentarios</b>
Entrenamiento y Certificación	Estos factores pueden ser considerados en la evaluación del PFD para la acción del operador, pero por si mismos no son IPL's.
Procedimientos	Estos factores pueden ser considerados en la evaluación del PFD por la acción del operador, pero por si solos, no son IPL's.
Inspecciones y Revisiones	Estas actividades están en todas las evaluaciones de riesgo y forman la base para la determinación de la PFD. La revisión e inspección afecta la PFD de cierto IPL's. Aumentando la comprobación y los intervalos de la inspección pueden aumentar la PFD de un IPL.
Mantenimiento	Esta actividad está en todas las evaluaciones de riesgo y formularios, son la base para determinar la PFD. El mantenimiento afecta la PFD de cierto IPL's.
Comunicaciones	Es básico que exista una buena comunicación en la planta. Una mala comunicación afecta la PFD y de cierta forma las IPL's.
Señales	Las señales por si solas no son IPL's. Si las señales son ignoradas, entonces, las señales afectan a la PFD y ciertamente a la IPL's.
Protección contra fuego	La protección no es considerada a menudo como una IPL, es un evento que ocurre con mayor frecuencia y su disponibilidad y efectividad puede ser afectada por la explosión de fuego. Sin embargo, si una compañía puede demostrar que reúne los requisitos de una IPL para un evento no deseado. El aislamiento incombustible puede usarse como una IPL para algunos eventos con tal de que se encuentre dentro de los requisitos del API y normas de la sociedad.
Requisito que la información es Disponible y Entendida	Éste es un requisito básico.



---

### 2.3. CICLO DE VIDA DE SEGURIDAD DE LOS SISTEMAS INSTRUMENTADOS DE SEGURIDAD (SIS)

El Ciclo de Vida de Seguridad cubre las actividades de los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS). A continuación se presenta de cada uno de los pasos que conforman el ciclo de vida de un sistema instrumentado de seguridad.

Durante el ciclo de vida de seguridad de un SIS, puede haber puntos donde las iteraciones son necesarias. Un poco de esto se indica en el ciclo de vida de seguridad presentado en la figura 2.2, donde deben ser considerados otros puntos de iteración.

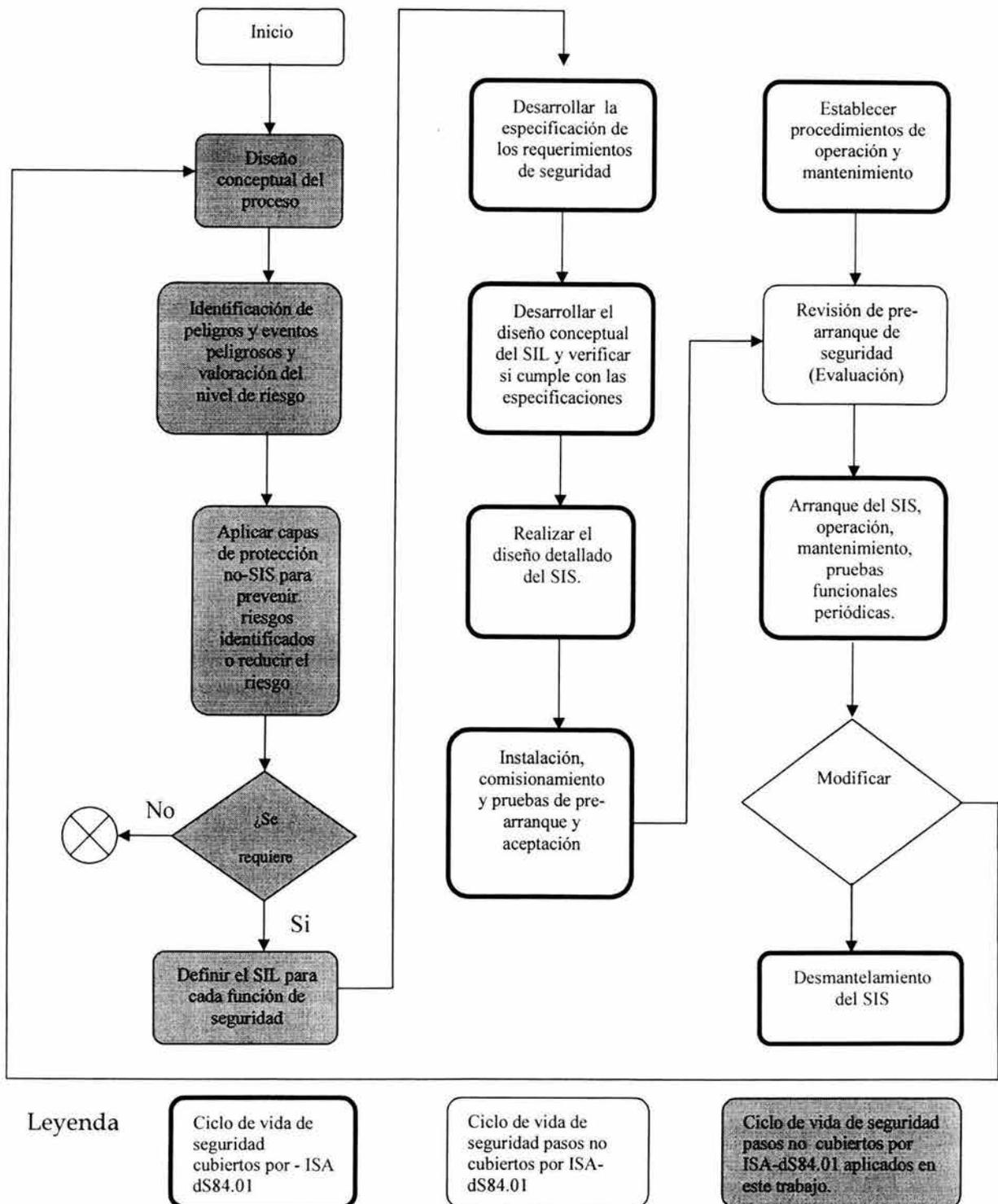


Figura 2.2. Ciclo de vida de seguridad de los SIS. (2)



### 2.3.1. ETAPAS DEL CICLO DE VIDA DE SEGURIDAD <sup>(2)</sup>

El ciclo de vida de seguridad debe comprender las actividades para la implantación de los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) desde la concepción inicial hasta el desmantelamiento (ver figura 1). Sin embargo, cabe mencionar que las primeros cinco etapas del ciclo de vida de seguridad están fuera del alcance de la norma ANSI/ISA S84.01 lo cual justifica el desarrollo de la metodología utilizada en este trabajo en función de la necesidad de la empresa por lo que este es el alcance de la tesis, las etapas de la seis a la trece están referidos a diseño, instalación, operación, mantenimiento y desmantelamiento del SIS.

- El primer paso del ciclo de vida de seguridad es interesarse con el concepto del diseño del proceso.
- El segundo paso se preocupa por identificar los riesgos y los eventos de riesgo para un proceso y evaluar el nivel de riesgo involucrado.
- Una vez que los riesgos se haya identificado, la tecnología apropiada (incluso el proceso y modificaciones de equipo) se aplican para eliminar el riesgo, mitigar sus consecuencias o reducir la probabilidad del evento.
- El tercer paso involucra la aplicación de las capas de protección no-SIS al proceso.
- La siguiente evaluación se hace para determinar si el número adecuado de capas de protección no-SIS se han proporcionado.
- Lo ideal es proporcionar un número apropiado de las capas de protección no-SIS, tal que la capa(s) de esa protección no sea(n) requerida(s). Por consiguiente, se debe considerar a cambio del proceso y/o el equipo que utiliza varias capas de protecciones no-SIS, antes de considerar la adición de capa(s) de protección SIS.



- 
- Si un SIS es apropiado, el próximo paso está establecido por los requisitos para el SIS definiendo un nivel integral de seguridad designado (SIL).
  - Asociado con el SIL esta la probabilidad de falla en demanda.
  - El próximo paso involucra el desarrollo del diseño conceptual del SIS.
  - Una vez que el diseño conceptual del SIS está completo, se puede realizar el diseño detallado.
  - Instalar el SIS.
  - Después de que la instalación está completa, el comisionamiento y la prueba de aceptación Pre-arranque (PSAT) del SIS se ejecutará.
  - La operación del SIS y los procedimientos de mantenimiento pueden ser desarrollados en cualquier paso del ciclo de vida de seguridad y se completarán lo anterior con la puesta en marcha.
  - Previo a la puesta en marcha del SIS, tendrá lugar una Revisión de Seguridad del Pre-arranque (PSSR). Este PSSR incluirá las actividades de SIS siguientes:
    - Verificación que el SIS fue construido, instalado, y probado de acuerdo con los Requisitos de especificaciones de seguridad.
    - La Seguridad, operación, mantenimiento, Dirección de Cambio (MOC), y procedimientos de emergencia que pertenecen al SIS deben de estar en su lugar y ser adecuados.
    - Las recomendaciones de PHA (análisis de riesgo de proceso) que aplican al SIS han de estar resueltas o llevadas a cabo.
    - La instrucción empleada ha de ser completada e incluida la información apropiada sobre el SIS.
  - Después de PSSR, el SIS puede ponerse en operación. El este paso incluye arranque normal de operación, mantenimiento, y comprobación funcional periódica.
-



- Si se proponen las modificaciones, su aplicación seguirá el procedimiento de una dirección de cambio (MOC). Se repetirán los pasos apropiados por el ciclo de vida de seguridad.
- En algún momento, la del el SIS cesará. Por ejemplo, esto puede causarse por el cierre de la planta, levantamiento o cambio del proceso. El desmantelamiento del SIS se planeará, y deben tomarse los pasos apropiados para asegurar que esto se cumpla de una manera que no comprometa la seguridad.

A continuación se describen las 5 primeras etapas del ciclo de vida de seguridad empleadas en el desarrollo de la metodología que se utiliza en este trabajo.

#### **ETAPA 1: Diseño conceptual de proceso.**

En esta primera etapa del ciclo de vida de seguridad del SIS se debe contar con un diseño conceptual del proceso incluyendo las filosofías de operación, el equipo de proceso y el sistema básico de control del proceso, tomando en consideración las condiciones ambientales del lugar.

#### **ETAPA2: Identificación de peligros y eventos peligrosos para un proceso y la valoración del nivel de riesgo involucrado.**

Para el buen desarrollo de esta norma, se debe de contar con un análisis y evaluación de riesgos. Dicho análisis y evaluación de riesgos se deben llevar a cabo tanto en los procesos de instalaciones nuevas como existentes, que sufran modificaciones en su proceso o en los que no cuenten con dichos análisis.

Se debe considerar el riesgo sobre el personal, medio ambiente, producción, y equipo.



El objetivo de un análisis de riesgo es la identificación de riesgos de proceso, una vez identificados los mismos, se lleva a cabo su valoración (frecuencia/consecuencia) y posteriormente se debe decidir si ese riesgo es tolerable o no basándose en los criterios de aceptación del riesgo específico para el sistema y/o instalación.

Para reducir el riesgo a un nivel tolerable, primero deben de aplicarse capas de protección NO-SIS, en caso de no alcanzar el nivel de riesgo tolerable una vez aplicadas dichas capas, se requiere implantar un sistema instrumentado de seguridad, para lo cual se continúa con la siguiente etapa del ciclo de vida.

Los resultados del análisis de riesgo deben constituir los datos de entrada para la determinación del NIS (SIL) objetivo, por esta razón deben ser obtenidos de un análisis cuantitativo que considere el análisis de capas de protección adicionales o bien mediante un análisis LOPA.

### **ETAPA3: Aplicación de capas no-SIS.**

El objetivo del diseño de proceso es obtener una planta inherentemente segura, en dónde los riesgos residuales puedan ser controlados mediante la aplicación de capas de protección no instrumentadas. La reducción del riesgo mediante la selección cuidadosa de los parámetros operacionales básicos del proceso constituye una pieza clave en el diseño de un proceso seguro. Sin embargo, aún después de aplicar esta filosofía de diseño pueden permanecer riesgos potenciales, por lo cuál es necesario aplicar medidas de protección adicionales para controlar dichos riesgos. Cada capa de protección adicional consiste de un conjunto de equipos y/o controles administrativos, los cuáles interactúan con otras capas de protección controlando de esta manera el riesgo.



Una vez que ha sido seleccionado el proceso básico, el diseño de proceso detallado proporciona el primer nivel de protección. Posteriormente, el sistema de control básico de proceso en conjunción con la supervisión del operador, el sistema de alarmas y las acciones correctivas iniciadas por el operador proporcionan otras capas adicionales de protección.

#### **ETAPA4: Criterios para determinar la necesidad de un sistema instrumentado de seguridad (SIS):**

Si los riesgos pueden ser controlados a un nivel aceptable sin la aplicación de un Sistema Instrumentado de Seguridad, entonces la etapa de diseño de proceso finaliza. Si los riesgos por el contrario no pueden ser controlados a un nivel aceptable mediante la aplicación de capas de seguridad no instrumentadas, entonces se requerirá un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) y el ciclo de vida de seguridad continúa a la siguiente etapa. Cuando ocurre una falla en las capas de protección del proceso y del sistema de control básico de proceso y el control del riesgo no puede ser llevado a un nivel aceptable, se requiere la instalación de un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) que lleve a cabo medidas que controlen el riesgo dentro de un nivel aceptable.

#### **ETAPA5: Definición del Nivel de Integridad de la Seguridad (NIS, SIL) objetivo.**

La siguiente etapa consiste en establecer los requerimientos para el SIS definiendo un nivel de integridad de seguridad objetivo (NIS, SIL objetivo). El NIS (SIL) debe definir el nivel de desempeño en la operación necesario para lograr el objetivo de seguridad de proceso. Para industrias de proceso se consideran tres diferentes niveles (1, 2 y 3) y se categorizarán sobre la base de probabilidades de falla en demanda/factor de reducción del riesgo.



---

## 2.4. ARQUITECTURA DEL SIS.

La arquitectura es el arreglo físico y de configuración de los componentes y subsistemas de un sistema, cuando éste es digital.

La arquitectura de los Sistemas Instrumentados de Seguridades (SIS) para cada función de seguridad se seleccionará para encontrar su nivel integral de seguridad requerido (SIL). Por ejemplo, la arquitectura seleccionada puede ser 1001, 1002, 2003, etc.

Un sistema instrumentado de seguridad puede tener una sola función de seguridad o múltiples funciones de seguridad, teniendo un controlador lógico común y/o dispositivos de entrada y salida. Cuando la función múltiple de seguridad común acciona los componentes, los componentes comunes van a satisfacer el SIL más alto de la función de seguridad compartida.

Existen dos formas para asegurar que un sistema cuente con una alta confiabilidad: Usar unidades con alta confiabilidad en puntos críticos del proceso e introducir redundancia en puntos críticos del proceso. La redundancia de un sistema se clasifica en dos tipos:

- Redundancia activa: Es cuando dos o más unidades están operando en paralelo; estas unidades están conectadas directamente para arrancar hasta que una de estas unidades falle.
- Redundancia pasiva: Cuando una unidad deja de operar, inmediatamente arranca la unidad seguida a esta.

Para el diseño de cada SIL se usan principios cualitativos, estos principios, a su vez, se basan en un análisis cuantitativo. Además se usaron diferentes combinaciones de sensores, controladores lógicos y elementos finales.



Basados en el diseño hipotético se realizaron diferentes propuestas de arquitecturas para diversos SIL.

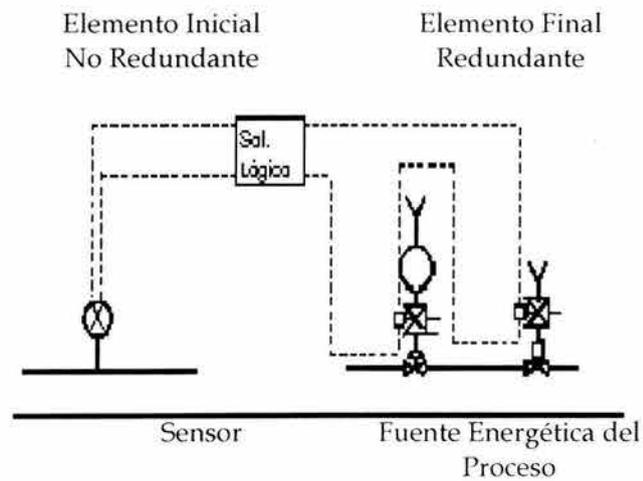


Figura 2.3. Propuesta de arquitectura SIL 1. (6)

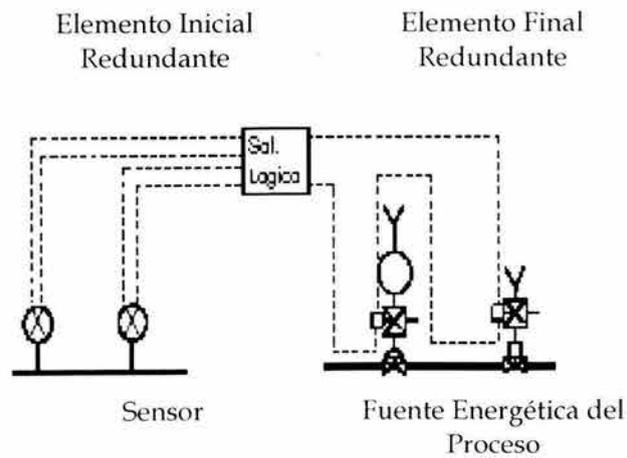


Figura 2.4. Propuesta de arquitectura SIL 2. (6)

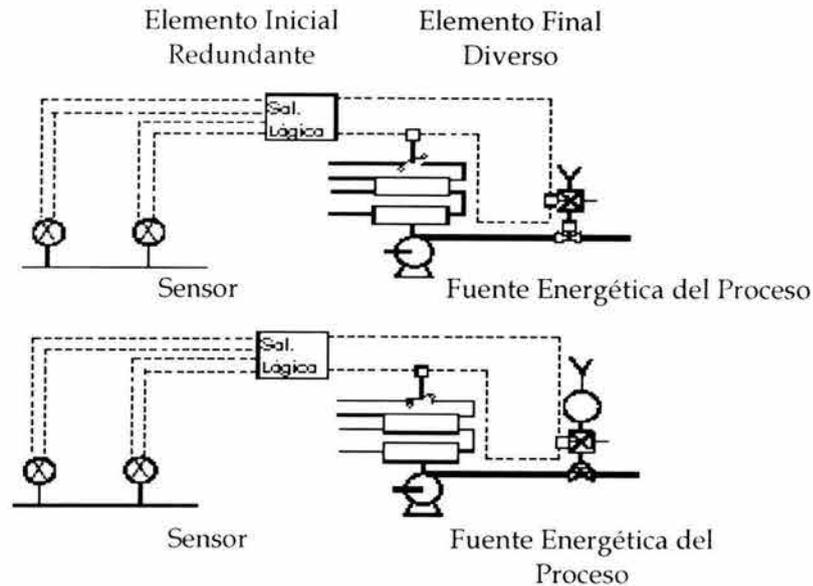


Figura 2.5. Propuesta de arquitectura SIL 3. <sup>(6)</sup>

La selección de la arquitectura del sistema instrumentado de seguridad (SIS) es una actividad realizada durante el paso del diseño conceptual del ciclo de vida de seguridad. La arquitectura también tiene un impacto mayor en la integridad de seguridad global del SIS. La arquitectura influye en la fiabilidad del SIS.

Algunas de las actividades involucradas al determinar la arquitectura de SIS son:

- Selección de energía para el diseño;
- Selección de redundancia idéntica o diversa para los sensores de SIS, controladores lógicos, y elementos finales de control;
- Selección de redundancia para las fuentes de energía y suministros de energía para el SIS;
- Selección de componentes de interfaz de operador (el CRT, el anunciador de la alarma, el botón pulsador) y su método de interconexión al SIS; y
- Selección de interfases de comunicaciones de datos entre SIS y otros subsistemas.



- Un SIS puede utilizar las arquitecturas, por ejemplo, sensor 2003, controlador lógico 1001, 1002 elemento final.

La arquitectura puede conocer el SIL ejecutando los requisitos que incluyen:

SIL =1 Una arquitectura 1001, considera un solo sensor, un solo controlador lógico y un solo elemento final de control (figura 2.6).

SIL =2 Requiere mas diagnósticos e incluir redundancia típica en el controlador lógico y en el sensor, y como necesidad incluir redundancia en elemento final de control.

SIL =3 Típicamente 2 separaciones y diversos arreglos 1001, cada uno con su propio sensor, controlador lógico y elemento final de control. El arreglo 1001 será conectado en una configuración 1002 (figura 2.7).

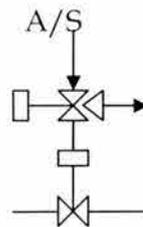


Figura 2.6. Configuración 1001 <sup>(2)</sup>

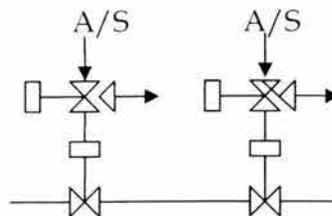


Figura 2.7. Configuración 1002 <sup>(2)</sup>



Las siguientes figuras muestran cómo los tres niveles de SIL pueden ser implementados en unos ejemplos comunes.

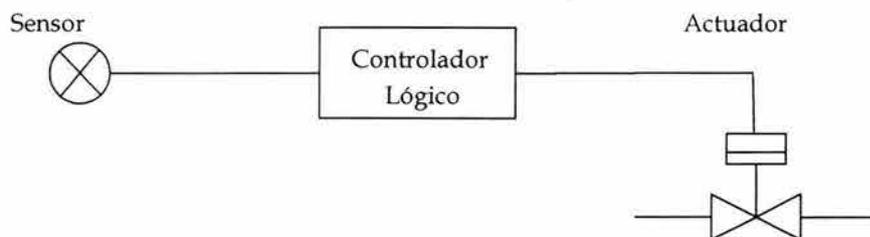
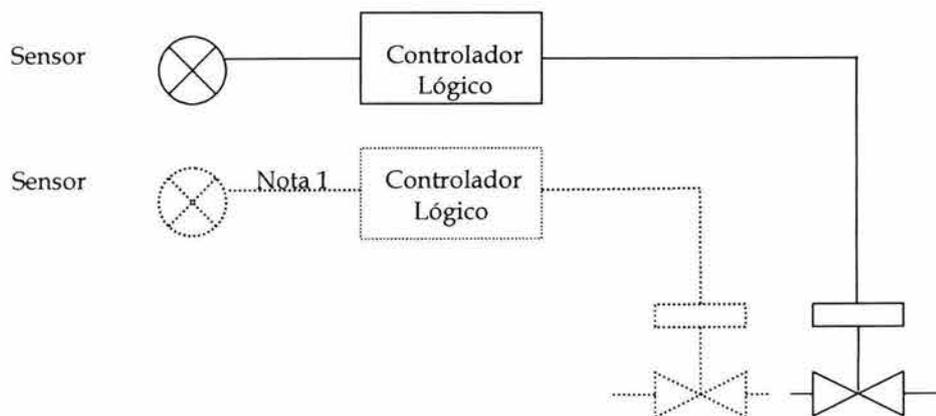


Figura 2.8 Arquitectura SIL 1 (2)



Nota 1: Los sensores, controladores lógicos, y/o elementos finales pueden ser redundantes como requisitos disponibles.

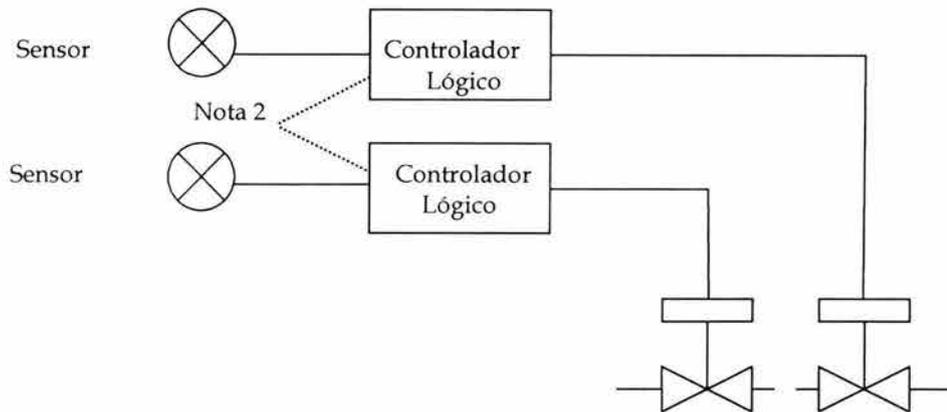
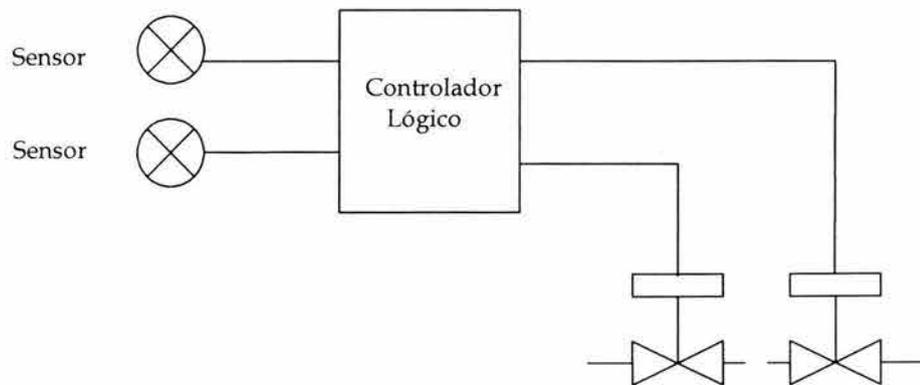


Figura 2.9. Arquitectura SIL 2 <sup>(2)</sup>

Nota 2: La ejecución de 2 idénticos SIS de SIL 1 pueden no ser igual que un SIS de SIL 3.



Controlador lógico requerido para encontrar el SIL

Figura 2.10 Arquitectura SIL 3 <sup>(2)</sup>.



---

## 2.5. NIVEL INTEGRAL DE LA SEGURIDAD (NIS/SIL) OBJETIVO

Es la medida de la reducción de riesgo proporcionada por una Función Instrumentada de Seguridad (SIF) basado en cuatro niveles, cada uno que representa un orden de magnitud de reducción de riesgo (ver figura 2.11)

- Cada SIF tiene un SIL asignado a él
- El propio SIS no tiene un SIL asignado a él
- El equipo no tiene un SIL asignado a él

### 2.5.1. TIPOS DE SIL

1. SIL objetivo es la cantidad de contribución de reducción de riesgo que un SIF debe lograr como la parte de una reducción de riesgo global para una función de seguridad.

2. SIL realizado es el SIL de diseño como el "hardware" y el "software" del SIF y es determinado por la verificación de cálculos cuantitativos.

Considerando que el objetivo de este trabajo es el de reducir el nivel de riesgo de una función de seguridad se tomara para el estudio el término de SIL objetivo por lo que se definirá a continuación:



## REDUCCIÓN DEL RIESGO

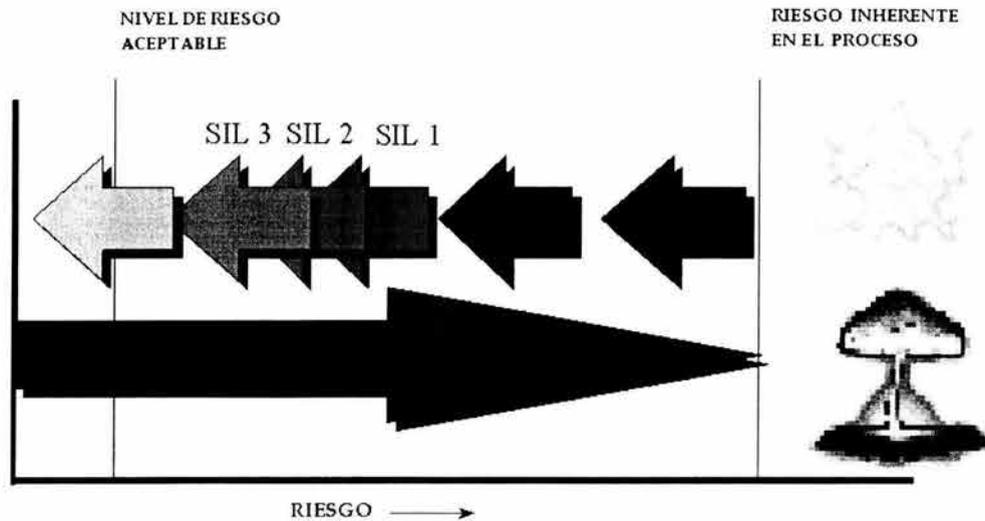


Figura 2.11.Reducción de riesgo

El concepto del Nivel Integral de la Seguridad objetivo (NIS / SIL) es uno de tres niveles de integridad discreta (SIL 1, SIL 2, SIL 3), de sistemas instrumentados para la seguridad. El SIL objetivo esta definido como el valor que representa la disponibilidad o bien la probabilidad de falla en demanda (PFD); es decir, define el comportamiento necesario para lograr el objetivo de dicho sistema.

El SIL 3 tiene el mas alto nivel de integridad de seguridad, por el contrario, el SIL 1 tiene el mas bajo nivel de integridad de seguridad (Tabla 2.5).



**TABLA 2.5. NIVEL INTEGRAL DE LA SEGURIDAD (SIL).**

<b>El Nivel de Integridad de la seguridad (SIL)</b>	<b>Disponibilidad</b>	<b>Probabilidad de Falla en demanda en Rango Promedio (PFD avg)</b>
1	90-99%	$10^{-1}$ a $10^{-2}$
2	99-99.9%	$10^{-2}$ a $10^{-3}$
3	99.9-99.99%	$10^{-3}$ a $10^{-4}$

El SIL se define también como la probabilidad (del SIS) para fallar en demanda (PFD), una demanda ocurre siempre que el proceso alcance la condición de disparo y hace que el SIS tome la acción correctiva; es decir, la demanda es una condición o evento que requiere el SIS para tomar la acción apropiada para impedir o mitigar la consecuencia de un evento peligroso.

La determinación del nivel de integridad de la seguridad objetivo (NIS, SIL) de una instalación o sistema debe ser definido con base a un previo análisis de riesgo, ya que el nivel de integridad determinado está en función de la confiabilidad y exactitud de los resultados de dicho análisis.

Para establecer el nivel requerido de integridad del sistema de seguridad se deben considerar los siguientes parámetros:

- 1) La severidad de las consecuencias si el sistema de seguridad falla al operar en demanda.
- 2) La probabilidad de que el personal sea expuesto al riesgo.
- 3) Medidas de mitigación para reducir las consecuencias del evento de riesgo.
- 4) La frecuencia con la cuál el sistema de seguridad se requiere que actúe.

El propósito de seleccionar un (NIS, SIL) objetivo es especificar la reducción de riesgo requerida, es decir, la diferencia entre los niveles de riesgo existente y tolerable, en términos de (NIS, SIL).



## 2.5.2. PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA (PFD).

La Probabilidad de Falla en Demanda (PFD) es la probabilidad de falla en un equipo electrónico programable, al responder a la demanda estando en función.

La PFD es la medida de la integridad de la seguridad para un sistema instrumentado de seguridad; para que un sistema se determine como de "alta confiabilidad", se necesita que la PFD sea baja. Una demanda ocurre siempre que el proceso alcance la condición de disparo y activación del SIS.

## 2.5.3. ESTIMACIÓN DE PROBABILIDAD Y FRECUENCIA.

Los métodos de estimación de probabilidad y frecuencia proporcionan predicciones cuantitativas para la posibilidad de que un incidente peligroso pudiera ocurrir. Como lo define el CCPS, posibilidad, se expresa como la probabilidad de ocurrencia un incidente durante un intervalo determinado de tiempo y la frecuencia, en términos de medidas como el número de eventos por año. Las frecuencias de incidentes de interés podrían expresarse como:

- La frecuencia de pérdida de agua de enfriamiento en un reactor de oxidación (acontecimiento de inicio) es de  $10^{-4}$  por año o 0.0001 al año.
- La probabilidad de falla de un sistema de cierre de emergencia (diseñado para responder al acontecimiento inicial) es de  $10^{-3}$  por demanda o 1 oportunidad en 1 000 por uso requerido.
- La frecuencia de una liberación de 1 000 libras de amoníaco es de  $2 \times 10^{-4}$  por año o 1 oportunidad en 5 000 por año.

En una estimación de probabilidad, como en otros aspectos del análisis de riesgo, es importante elegir una metodología que iguale las necesidades del estudio. El hacer la elección correcta es importante por varios motivos. En primer término está la cuestión de igualar tiempo y recursos a la necesidad.



Un estudio para determinar la probabilidad relativa de un acontecimiento indeseable requiere mucho menos tiempo que un estudio que proporcione resultados cuantitativos absolutos. Un segundo punto se centra en datos disponibles para el estudio. Las fuentes de datos importantes a considerar en los diferentes enfoques se muestran en la Tabla 2.6.

**Tabla 2.6. Fuentes de datos para la estimación de probabilidad y frecuencia.** <sup>(24)</sup>

Fuente	Organización o Editor	Contenido
Guidelines for Process Equipment Reliability Data with Data Tables.	CCPS/AICh, 1989.	Proporciona datos sobre sistemas y equipo del proceso
<i>Non-electric Parts Reliability (NPRD-91)</i>	Centro de Confiabilidad de Análisis, 1991.	Contiene información sobre índices de fallas para válvulas, instrumentos, bombas, hardware, etc.
Failure Model/Mechanism Distributions (FMD-91)	Centro de confiabilidad de análisis, 1991.	Contiene información sobre la distribución de modos de falla para válvulas, instrumentos, bombas, hardware, etc.
OREDA, Offshore Reliability Data Handbook, 2d ed.	Publicado por participantes en la OREDA, Noruega, 1992.	Información detallada sobre equipo encontrado en plataformas marinas.
S. H. Bush, "Statistics of pressure vessel and piping failures"	<i>Journal of Pressure Vessel Technology</i> , August 1988.	
D. J. Smith, Reliability and Maintainability in Perspective	Macmillan, 1985.	



Continuación.....

Fuente	Organización o Editor	Contenido
A. D. Swain and H. E. Guttman. Handbook of Human Reliability Analysis with Emphasis on Nuclear Power Plant Applications	NUREG/CR-1278, Comisión Reglamentaria Nuclear de EE.UU., octubre de 1980.	
Methodologies for Hazard Analysis and Risk Assessment in the Petroleum Refining and Storage Industry	Preparado por el Grupo Específico de Evaluación de Riesgos de Concawe, diciembre de 1982.	
D. W. Johnson y J. R. Welker, Development of an Improved LNG Plant Failure Rate Data Base, GRI-80/0093	Informe final, Instituto de investigación del gas, septiembre de 1981.	Proporciona índices de fallas para diversos errores humanos.
F. P. Lees, Loss Prevention in the Process Industries	Butterworth, Londres, 1980.	Contiene información sobre instrumentación y piezas importantes de equipo.
"Report on reliability survey of industrial plants" part 1: "Reliability of electrical equipment", and part 111: "Causes and types of failures of electrical equipment, the methods of repair, and the urgency of repair".	<i>IEEE Transactions on Industry Applications</i> , vol. IA-10, no. 2, marzo-abril 1974, pp. 213-235 y pp. 242-252.	Proporciona datos sobre instrumentación y dispositivos de control tales como válvulas.
Component Failure and Repair Data for Coal-Fired Power Units	Preparado por Fluor Power Services, Inc. EPRIAP-2071. RP239-2, Topical Report. Octubre de 1981, Instituto de Investigación de Energía Eléctrica	Proporciona información sobre interruptores de circuito, transformadores, cables y otro equipo eléctrico.
Reactor Safety Study, Appendix III: Failure Data WASH-1400 (NUREG-75/014)	Comisión reglamentaria nuclear de Estados Unidos, octubre de 1975.	Contiene información útil sobre agitadores, ventiladores y otras piezas de equipo grandes.
		Proporciona información sobre errores humanos así como fallas de equipo y es una de las fuentes más extensas de estimados de fallas por demanda.



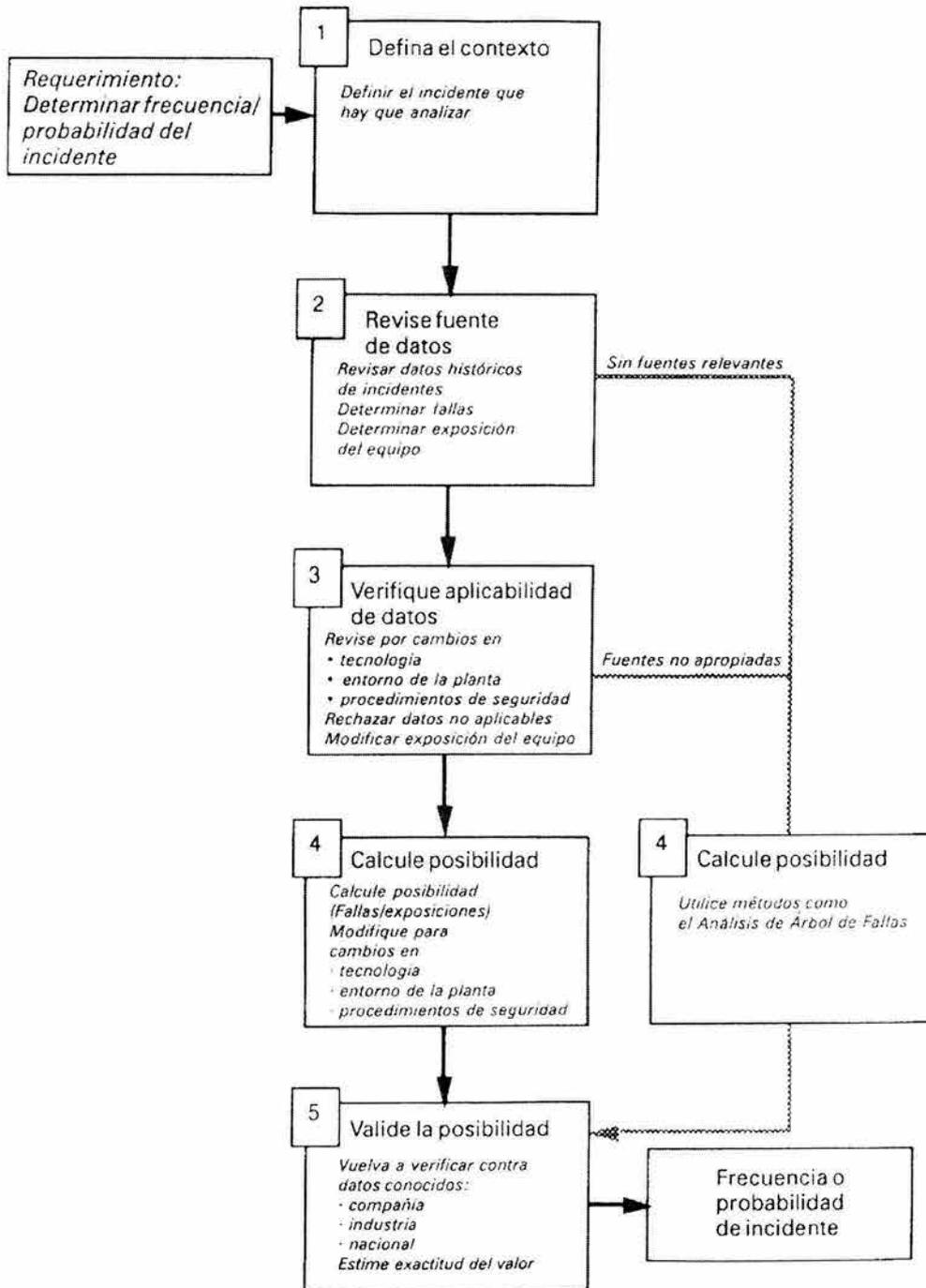
---

Los métodos principales para determinar la probabilidad y frecuencia incluyen el enfoque de datos históricos, análisis de árbol de fallas, análisis de árbol de eventos, análisis de causa-consecuencia, modos de fallas y análisis de sus efectos, y análisis preliminar de peligros (PHA), así como, un enfoque de clasificación cualitativo.

El procedimiento establecido por el CCPS para desarrollar estimaciones de posibilidad del registro histórico sigue cinco pasos clave (Fig. 2.12). Puede utilizarse a lo largo del ciclo de administración de la seguridad, para una instalación de proceso, en etapas de diseño preliminares o detalladas, para una operación en instalación o en la preparación de modificaciones a un proceso.



Figura 2.12. Uso del registro histórico para predecir posibilidades del incidente. (21)





Cuando existen datos trascendentales suficientes, el método ofrece una panorámica de la ocurrencia un incidente. Cuando se carece de datos relevantes, el punto de vista puede no ser el apropiado ó al menos requerirá un grado de experiencia y juicio considerable para proporcionar resultados válidos.

## **2.6. MÉTODOS MÁS COMUNES EMPLEADOS PARA DETERMINAR EL NIVEL INTEGRAL DE SEGURIDAD (SIL) PARA UN SISTEMA INSTRUMENTADO DE SEGURIDAD (SIS).**

### **2.6.1. MÉTODO DE MATRIZ DE CAPA DE SEGURIDAD**

El método está basado en una comprensión cualitativa del riesgo del proceso, y requiere una evaluación cualitativa de consecuencias potenciales, o impacto de daño que podría ocurrir si el SIS u otra protección no detenga la iniciación del evento de proceder a la realización.

El método usa una matriz cualitativa, como la mostrada en la Figura 2.13, la cual requiere una evaluación de la probabilidad de ocurrencia de todos los indicadores que podrían llevar a consecuencias indeseadas y una evaluación cualitativa de la efectividad de protección, aparte del SIS. La guía cualitativa para determinar el rango de valores bajos a valores altos para las entradas de la matriz, toma en cuenta muchas consideraciones como la guía de la compañía, los factores locales, la naturaleza del proceso, etc. La matriz que se muestra en este trabajo es estrictamente con los propósitos ilustrativos. Las matrices que actualmente son utilizadas varían dependiendo de la compañía que las usa.

En resumen, el uso de la matriz requiere la evaluación cualitativa de la severidad de las consecuencias para eventos de riesgo contra la protección del SIS.



Los números en los recuadros son los niveles SIL para los SIS.

NN = No es Necesario un SIS

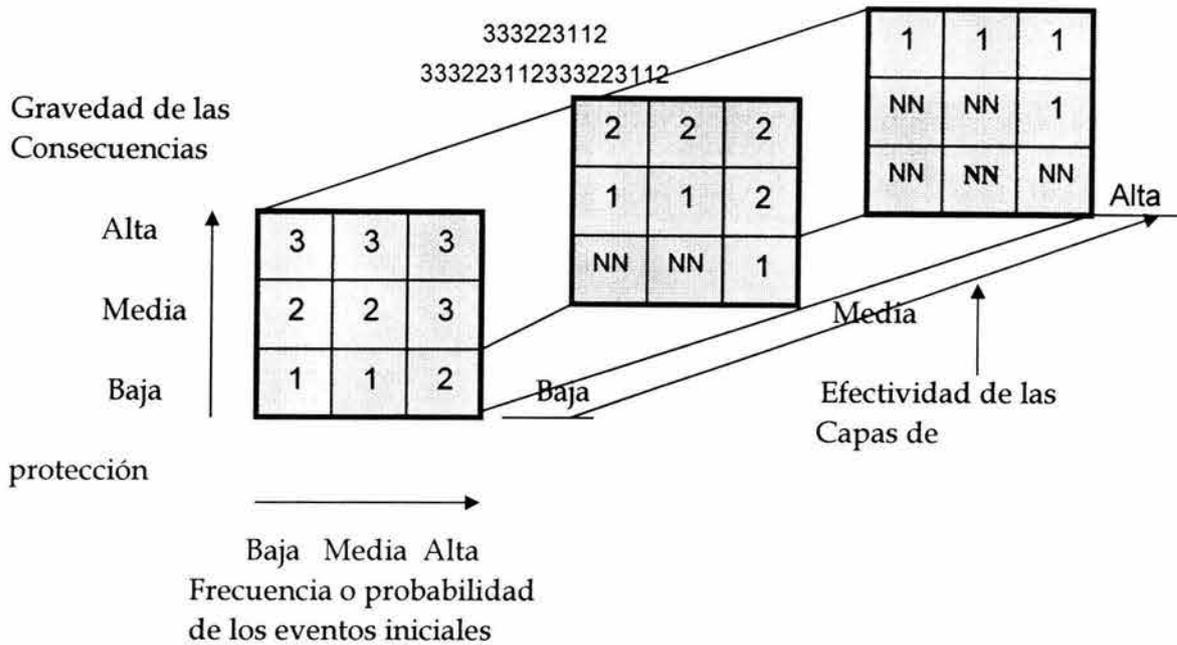


Figura 2.13. Matriz cualitativa para la determinación del SIL <sup>(2)</sup>

### 2.6.2. MÉTODO DE SOLAMENTE CONSECUENCIAS

Este método tiene un paso menos que algunos otros métodos y solo requiere de la evaluación de la severidad de las posibles consecuencias si el SIS u otras protecciones fallan. El equipo de proceso de seguridad considera que el método puede ser usado porque puede facilitar las decisiones del SIL reduciendo el tiempo dedicado a las evaluaciones.

En este método no se considera la frecuencia del incidente, por lo tanto, todos los incidentes que tengan como resultado fatalidades, tendrían el mismo SIL, sin importar que tan frecuente o remoto pudiera ocurrir el incidente.



En la tabla 2.7 se muestra una jerarquización del nivel del SIL en base al método de solamente consecuencias.

Tabla 2.7. Tabla de decisión de solamente consecuencias. <sup>(12)</sup>

SIL	CONSECUENCIA
4	potencial para las fatalidades en la comunidad
3	potencial para las fatalidades múltiples
2	potencial para lesiones serias importantes o una fatalidad
1	potencial para lesiones de menor importancia

Este método es el más simple porque el equipo no necesita estimar la probabilidad del incidente, que es a menudo la valoración más difícil que se tiene que hacer. Este método es especialmente apropiado cuando la historia del proceso es muy limitada, lo que contribuye substancialmente a la dificultar el proceso de definir la probabilidad.

### 2.6.3. MÉTODO DEL HAZOP MODIFICADO

En el orden para determinar el SIL, el método de HazOp modificado incluye la consideración de la severidad de las consecuencias, su probabilidad de ocurrencia, junto con otros factores de riesgo-relacionado. Las recomendaciones específicas de reducción de riesgo pueden evaluarse en términos de su efectividad de reducir el riesgo.

El HazOp modificado es una extensión del proceso existente de HazOp. Es una asignación subjetiva del SIL basada en la comprensión cualitativa que tenga el equipo de trabajo de la severidad y probabilidad del incidente.



Este método confía principalmente en la experiencia y conocimiento de los miembros del equipo. La experiencia y conocimientos requeridos se extienden más allá de la comprensión simple de la operación del proceso. Debe incluir una comprensión del riesgo del proceso y de la tolerancia aceptable del riesgo de la compañía. El SIL es asignado cualitativamente examinando el potencial del riesgo y seleccionando un SIL que parezca apropiado por la valoración del equipo del riesgo. Puesto que la asignación es muy subjetiva, necesita existir coherencia entre el personal del equipo de la asignación del SIL y el equipo de PHA.

#### **2.7.4. MÉTODO DE ÁRBOL DE FALLAS**

Los árboles de falla son diagramas lógicos que sistemáticamente despliegan sucesiones de fallas. Las secuencias de fallas que empiezan con el evento básico, como una falla del sensor, y llevan a definir la parte superior de un evento que esta en el diagrama.

El diagrama lógico del árbol de falla puede analizarse al estimar la frecuencia de ocurrencia por la parte superior del evento. La velocidad de falla y las probabilidades de falla se asignan para cada evento básico. Entonces la parte superior de la frecuencia del evento de ocurrencia puede calcularse.

A este método se le llama acercamiento cuantitativo a la asignación del SIL y es la técnica más rigurosa a utilizar. El SIL es asignado determinando la probabilidad de la demanda del proceso o del incidente cuantitativamente. Las causas potenciales del incidente se modelan usando una técnica cualitativa de fijación del riesgo, un árbol de fallas. La técnica cuantitativa se utiliza a menudo cuando hay información histórica muy limitada sobre el proceso, de modo que la determinación cualitativa de la probabilidad sea extremadamente difícil. El método requiere una comprensión completa de las causas potenciales del acontecimiento y de una probabilidad estimada de cada causa potencial.



---

## 2.7 ANALISIS DE RIESGO DE PROCESO (ARP). <sup>(1)</sup>

### 2.7.1. IMPORTANCIA DE REALIZAR EL ANÁLISIS DE RIESGOS

Su importancia se encuentra en que se pueden: evitar (por completo), mitigar (para que las consecuencias sean menos graves), y disminuir la probabilidad de ocurrencia de los accidentes e incidentes en industrias petroleras, de gas, petroquímica y otros procesos si los propietarios, diseñadores, operadores y/o los encargados del mantenimiento reciben, aplican, y ponen en marcha las recomendaciones que resultan de la técnica de análisis de riesgos.

### 2.7.2. ¿QUÉ ES UN ANÁLISIS DE RIESGOS?

Es un esfuerzo organizado para identificar, por medio de una serie de técnicas sistemáticas, las debilidades asociadas con el diseño u operación del equipo o proceso que podrían conducir a consecuencias indeseables (perjuicios personales, daños ambientales ó daños a instalaciones) así como para determinar las medidas para controlar estos riesgos y eliminar ó al menos mitigar sus consecuencias.

La identificación de riesgos debe realizarse durante las etapas de diseño, construcción de la planta, la puesta en marcha, durante la operación, en la realización de modificaciones, en las paradas periódicas y finalmente en el desmantelamiento.

Los resultados del análisis de riesgos pueden ser utilizados para la toma de decisiones (gerencia ó administración de riesgos), ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos ó mediante la comparación con los niveles de riesgo fijados como objetivo en una determinada actividad.



### 2.7.3. Técnicas de análisis de riesgos

Los métodos de identificación de riesgos se pueden dividir en tres categorías principales: métodos comparativos, índices de riesgo y métodos generalizados. Estos métodos 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 o sección del proceso y en la aportación de resultados para mejorar su operabilidad. La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo no identificado no puede ser objeto de estudio y se vuelve un riesgo incontrolado.

**Los métodos comparativos** se basan en la experiencia previa acumulada en un campo determinado, bien como registro de accidentes previos o compilados en forma de códigos o listas de verificación.

**Los índices de riesgo**, aunque no suelen identificar peligros específicos, son útiles para señalar las áreas de mayor concentración de riesgo, es decir, establecen una jerarquización de riesgos por área, que requiere un análisis de riesgos más profundo con técnicas generalizadas como la técnica HazOp, la técnica FTA (Fault Tree Analysis) y el análisis de consecuencias o efectos.

**Los métodos generalizados** proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos y mejores resultados aplicables en principio a cualquier situación.

#### Clasificación de técnicas de identificación y evaluación de riesgos.

##### 1. Métodos comparativos

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



## 2. Índices de riesgo

- Índice Dow
- Índice Mond

## 3. Métodos generalizados

- Análisis de riesgos y operabilidad (HazOp)
- Análisis de efectos y modos de fallas y (FMEA)
- Análisis de árbol de fallas (FTA)
- Análisis de árbol de sucesos (ETA)
- Análisis "what-if"
- Análisis de error humano

### 2.7.4. DEFINICIÓN DE ANÁLISIS DE PELIGRO Y OPERABILIDAD (HAZOP)

Es una herramienta sistemática usada por un equipo multidisciplinario para llevar a cabo un estudio de peligro y operabilidad en una sección del proceso, la cual usa una serie de palabras guía, que se aplican a cada parámetro del proceso seleccionado o de los controles administrativos, para identificar, mediante la discusión prepositiva y la generación de ideas: desviaciones de la intención de diseño de un sistema y sus procedimientos y programas, las causas y consecuencias que las propician y los sistemas de protección ó mitigación de dichas causas y consecuencias; y que además, semicuantifica los riesgos, mediante la combinación de las frecuencias ó probabilidades y la gravedad; hace recomendaciones, las cuales clasifica jerarquiza de acuerdo al nivel del riesgo encontrado; por ultimo, establece y jerarquiza las acciones para implementar las medidas correctivas determinadas por el equipo multidisciplinario.



Es importante la participación de un equipo multidisciplinario en la realización del análisis HazOp, para garantizar la identificación de peligros que pueden ser producidos por fallas en las diferentes disciplinas involucradas en la operación de la sección o unidad de proceso y para fundamentar adecuadamente las recomendaciones dadas para reducir o eliminar dichos riesgos.

#### **2.7.5. PROPÓSITO DEL HAZOP**

Son dos los propósitos del análisis de peligro y operabilidad "HazOp":

1. Identificar peligros y determinar su nivel, así como también establecer las medidas para controlar los riesgos aceptados y reducir el nivel de aquellos que no lo son, con el fin de mejorar la operabilidad de la sección ó unidad de proceso, la cual ha sido seleccionada para el análisis de peligro y operabilidad.
2. Lograr que el personal que participa en las sesiones HazOp y que está involucrado directamente en la operación de dicha sección ó unidad de proceso, cambie su manera de pensar y actúe, en todo momento, con plena conciencia de los riesgos que implica la operación (fomento de una cultura de seguridad de los procesos).

#### **2.7.6. CARACTERÍSTICAS FUNDAMENTALES DE LA TÉCNICA "HAZOP"**

Un estudio HazOp se realiza en una serie de sesiones en donde se propicia la discusión y la generación de ideas. Para aplicar la técnica HazOp, se deben tener presente los siguientes tres elementos: 1. Nivel de peligrosidad de la unidad o sección del proceso, 2. Tipo y cantidad de material procesado, almacenado o transportado y 3.Registro de incidentes o accidentes ocurridos y modificaciones realizadas al proceso y/o equipo.



**1. Carácter sistemático del análisis:** el estudio está basado en la aplicación de una serie de palabras guía a cada parámetro del proceso en estudio, las cuales facilitan la identificación de desviaciones mediante un razonamiento ordenado. Cada vez que una desviación razonable es identificada, se analizan sus causas, consecuencias, salvaguardas y posibles acciones correctivas.

**2. Carácter multidisciplinario:** el análisis HazOp es aplicado por un equipo, que debe estar formado por personas de distinta experiencia y formación. Los miembros del equipo exponen las desviaciones, causas, consecuencias y soluciones que se les ocurren, aunque a primera vista parezcan poco razonables ó imposibles.

Los resultados de la técnica HazOp son los siguientes: 1) Lista jerárquica de riesgos semicuantificados y sus efectos, 2) Límites de operación y seguros con sus respectivas consecuencias y medidas correctivas cuando son rebasadas, 3) Lista jerárquica de recomendaciones y 4) Acciones que se deben emprender para dar cumplimiento a dichas recomendaciones, el o los responsables de ejecutarlas, el tiempo de realización y observaciones.

#### **2.7.7. PROCEDIMIENTO PARA LLEVAR A CABO EL ANALISIS "HAZOP"**

- Delimitar un nodo dentro del circuito que se ha seleccionado para el estudio HazOp.
- Una vez seleccionado el nodo, es necesario que se expliquen las intenciones de diseño del proceso con el equipo "HazOp".
- Seleccionar los parámetros importantes del proceso (presión, temperatura, nivel, etc.) y encontrar posibles desviaciones aplicando las palabras guía (Tabla 2.8)
- Definir los límites de operación y los límites seguros de operación de la desviación que se este analizando.



- Listar las causas (estas pueden ser internas ó externas que puedan afectar la intención de diseño).
- Listar todas las posibles consecuencias con y sin protecciones que pudieran ocurrir debido al disturbio en el sistema.
- Listar todas las protecciones existentes, tanto para la causa como para la consecuencia.
- Determinar el índice de riesgo sin protecciones y con protecciones.
- Elaborar una lista con todas las recomendaciones para reducir la frecuencia de ocurrencia de un accidente y la gravedad de las consecuencias y así completar las acciones para implementarlas.
- Elaborar un plan de trabajo basándose en las listas de recomendaciones.

TABLA 2.8 Palabras guía. <sup>(1)</sup>

<b>PALABRA GUÍA</b>	<b>SIGNIFICADO Y COMENTARIOS</b>
NO	La completa negación de la intención del diseño. Ninguna parte de la intención se logra, ejemplo: no hay flujo en la línea, el paso en el procedimiento no se lleva a cabo, etc.
MÁS/ MENOS	Aumentos ó disminuciones cuantitativas sobre la intención de diseño. Se refiere a cantidades y propiedades físicas relevantes tales como flujo, temperatura, calor, reacción. Ejemplo: más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc; también se refiere a que se hace menos de lo requerido, por ejemplo, purgar un recipiente en cinco minutos cuando el procedimiento dice que esta actividad debe hacerse en diez minutos, por lo que el paso se lleva a cabo en menos tiempo, es decir, demasiado pronto en la secuencia.
ADEMÁS DE/ TAMBIÉN COMO	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más. Ejemplo: el vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos, se llena otro recipiente a la vez, etc.



Continuación.....

PALABRA GUÍA	SIGNIFICADO Y COMENTARIOS
PARTE DE	Disminución cualitativa. Sólo parte de la intención se logra. Ejemplo: la composición del sistema es diferente de la prevista, se cierra sólo una válvula de bloqueo cuando el procedimiento dice cerrar las dos válvulas de bloqueo, etc.
INVERSO	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: el flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, veneno en lugar de antídoto, etc.
EN VEZ DE/ OTRO QUE	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, etc.

TABLA 2.9. TABLA DE GRAVEDADES. (1)

NUM	GRAVEDAD	ASPECTO	DESCRIPCIÓN
1.	Catastrófico	Personas	Pérdida de una o más vidas fuera de la refinería
		Instalaciones	Daños por más de \$25,000,000
		Medio ambiente	Fuga mayor que requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de la refinería
2.	Mayor	Personas	Un lesionado fuera de la refinería y una pérdida de vida dentro
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$2,500,000 y \$25,000,000
		Medio ambiente	Fuga mayor que no requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de más de una planta



Continuación.....

NUM	GRAVEDAD	ASPECTO	DESCRIPCIÓN
3.	Catastrófico	Personas	Pérdida de una o más vidas fuera de la refinería
		Instalaciones	Daños por más de \$25,000,000
		Medio ambiente	Fuga mayor que requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de la refinería
4.	Mayor	Personas	Un lesionado fuera de la refinería y una pérdida de vida dentro
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$2,500,000 y \$25,000,000
		Medio ambiente	Fuga mayor que no requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de más de una planta
5.	Significativo	personas	Varios lesionados dentro de la refinería
		instalaciones	Daños por un monto entre \$250,000 y \$2,500,000
		medio ambiente	Fuga menor que requiere limpieza dentro de la refinería
		operación	Paro de una planta
6.	Importante	personas	Un lesionado dentro de la refinería
		instalaciones	Daños por menos de \$250,000
		medio ambiente	Fuga menor
		operación	Paro del equipo o sección de planta



**TABLA 2.10. TABLA DE FRECUENCIAS. (1)**

NUM	FRECUENCIA	DESCRIPCIÓN
1	Frecuente	Ocurre más de una vez al año
2	Ocasional	Ha ocurrido varias veces durante la vida de la planta
3	Posible	Se espera que ocurra no más de una vez en la vida de la planta
4	Improbable	No se espera que ocurra en la vida de la planta

**Clasificación de recomendaciones.** Las recomendaciones se clasifican de acuerdo a la clase de riesgo encontrado. Estas se clasifican de la siguiente manera:

**TABLA 2.11. CLASES DE RIESGO. (1)**

NUM	CLASE	DESCRIPCIÓN	SEGUIMIENTO
1 a 3	A	Inaceptable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo clase C o menor dentro de un periodo de 6 meses.
4	B	Indeseable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo clase C o menor dentro de un periodo de 12 meses.
6	C	Aceptable con controles	Debe verificarse que los procedimientos o controles estén en su lugar, en uso y que sean efectivos.
7 a 10	D	Aceptable como está	No se requiere mitigar el riesgo.

A continuación se detalla el proceso de desintegración catalítica (FCC); así como una descripción de la metodología empleada en la determinación del SIL y los resultados y el análisis de los resultados obtenidos en el estudio.



## *CAPÍTULO 3*



---

## CAPÍTULO 3

### DETERMINACIÓN DEL NIVEL INTEGRAL DE LA SEGURIDAD SIL.

#### 3.1. PROCESO DE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO. <sup>(25)</sup>

La industria de refinación del petróleo ha experimentado una expansión y cambio tremendo desde 1950, aumentos enormes del tamaño de las unidades de proceso, nuevos procesos catalíticos, demandas variables de productos, y nuevas variedades de petróleo han hecho de la tecnología y economía actual del petróleo una ciencia muy compleja, sofisticada y de muy alto riesgo. Provocando que la industria química, de refinación y petroquímica de todo el mundo desarrolle 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 más especializadas de identificación, evaluación de riesgos, mejora de los sistemas administrativos y de ingeniería.

##### 3.1.1. PRINCIPALES PROCESOS DE REFINACIÓN Y SU PROPÓSITO (MAT. PRIMAS Y PRODUCTOS). <sup>(25)</sup>

Las modernas operaciones de una refinería son muy complejas, por lo que se trata de dar una breve descripción general del proceso de refinación (ver figura 3.1). El crudo de petróleo se calienta en un horno y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separa en: butanos y gas húmedo más ligero, todo el intervalo de gasolinas no estabilizada, nafta pesada, queroseno, gasóleo pesado y residuo de la destilación, que es enviado a la torre de vacío y se separa en una corriente superior de gasóleo de vacío y residuo de vacío.



El residuo reducido procedente de la columna de vacío se craquea térmicamente en un coquizador retardado para producir gas húmedo, gasolinas coquizadas y coque.

Los gasóleos procedentes de las unidades de crudo atmosférico, de vacío, y de la coquizadora se utilizan como alimentación para las unidades de craqueo catalítico o craqueo con hidrógeno. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en compuestos que hierven en el intervalo de la gasolina y del destilado combustible. Los productos procedentes del craqueo con hidrógeno son saturados. Los productos insaturados procedentes del craqueo se saturan y su calidad se mejora mediante reformado catalítico o hidrogenación.

Las corrientes de gasolina de la torre de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se alimentan a reformador catalítico, para mejorar su número de octano. Los productos de reformado catalítico se mezclan para formar gasolina normal y especial para la venta.

Las corrientes de gas húmedo de la unidad de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo, se fraccionan en la sección de recuperación de vapor, en gas combustible, gas licuado del petróleo (LPG), hidrocarburos insaturados (propileno, butileno y penteno),

butano normal e isobutano. El gas combustible se quema en los hornos de la refinería y el butano normal se mezcla para formar gasolina o LPG. Los hidrocarburos insaturados, y el isobutano se mandan a las unidades de alquilación para su procesamiento.

La unidad de alquilación utiliza fluorhídrico como catalizador de la reacción de las olefinas con el isobutano, para formar isoparafinas que hierven en el intervalo de la gasolina.



El producto, denominado alquilado, con un alto contenido en octano, se mezcla con las gasolinas especiales para automóviles y gasolinas de aviación.

Los destilados medios de la unidad de crudo, del coquizador, y de las unidades de craqueo se mezclan con los combustibles diesel y combustibles para calefacción.

En algunas refineries, el gasóleo pesado de vacío y el residuo de vacío procedente del crudo de base nafténica o parafínica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes.

Después de eliminados los asfaltenos en el desasfaltado con propano, las colas de residuo de vacío se procesan con los gasóleos pesados de vacío en una operación por bloques (etapas) para producir materias base para aceite lubricantes.

Los gasóleos pesados de vacío y desasfaltados obtenidos, se tratan en primer lugar mediante extracción con disolventes, para eliminar los compuestos aromáticos pesados,

Siendo después desparafinados para mejorar el punto de fluidez. Posteriormente se tratan con arcillas especiales para mejorar su color y estabilidad, antes de ser mezclados para la formación de aceites lubricantes.

Cada refinería posee su propio y único esquema, el cual está determinado por el equipo disponible, costos de operación y demanda del producto. El modelo óptimo de flujo para una refinería viene dictaminado económicamente, y no hay dos refinerías que sean idénticas en sus operaciones.

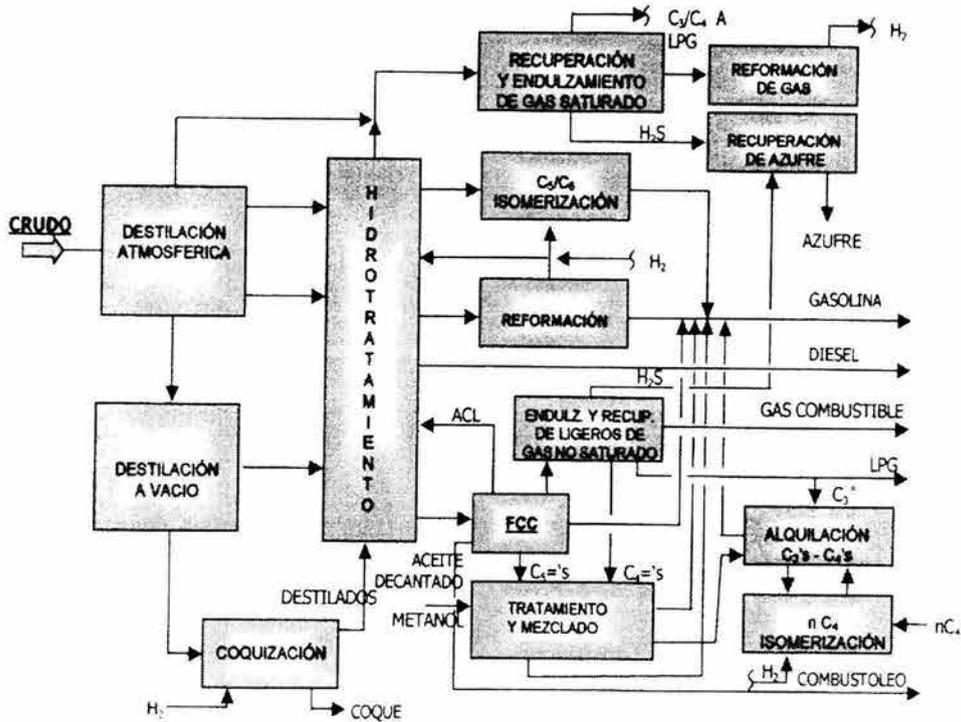


Figura 3.1. Esquema general de refinación del petróleo.

A continuación se describe a detalle el proceso de desintegración catalítica en fase fluidizada (FCC) para un mejor comprensión del funcionamiento de la planta.



---

### 3.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Las plantas de desintegración catalítica en fase fluidizada (FCC) son importantes para una refinería por la cantidad de gasolina de alta calidad que producen para ser utilizada como combustible de transportación, además de producir otros compuestos como gas LP que sirve para uso doméstico; olefinas que tienen un alto valor comercial para la elaboración de productos químicos; aceite cíclico ligero utilizado como diluyente del combustóleo, para la fabricación de diesel nacional o especial bajo previo tratamiento; aceite clarificado que sirve como diluyente del combustóleo, para combustible a los calentadores o como “negro de humo” y finalmente el gas seco de refinería que se va a la reductora de gas y que se aprovecha en los calentadores a fuego directo.

Todos estos compuestos se obtienen de un producto que no tiene tan alto valor comercial como los nombrados en el párrafo anterior, es decir, los gasóleos que provienen de las plantas de alto vacío y los gasóleos pesados de las unidades de destilación atmosférica.

De ahí la importancia primordial que goza este proceso, cuyo comienzo se localiza entre los años 1936-1945, en los cuales fue sufriendo modificaciones en cuanto al proceso, buscando siempre, su optimización operacional a fin de obtener mayores rendimientos y una mayor eficiencia y control con ayuda de los nuevos catalizadores, así como una minimización en cuanto al inventario de los mismos.

La planta de desintegración catalítica en fase fluidizada (FCC) modelo UOP de la refinería de Minatitlán, Veracruz fue diseñada para operar con 26,000 B/D de carga fresca (gasóleos de alto vacío y gasóleos pesados de las unidades de destilación atmosférica) y 18,000 B/D de aceite cíclico pesado más lodos de recirculación, haciendo una carga fresca recirculada (CFR) de 1.70 B/D y para



operar con una temperatura en el reactor de 516°C, para el manejo de catalizadores amorfos.

Con el paso del tiempo los catalizadores amorfos se cambiaron a catalizadores de Si-Al para lograr una alta conversión y calidad de los productos obtenidos teniendo como consecuencia que la relación de carga fresca recirculada (CFR) disminuyera de 1.70 a 1.05 B/D, aumentando la eficiencia de la planta pero no su capacidad.

Con este cambio de catalizadores, la desintegración, que inicialmente se llevaba a cabo en dos pasos, cambió a un solo paso, disminuyendo el aceite cíclico pesado y la recirculación de lodos a 1,250 B/D, y aumentando con esto la eficiencia de la planta (FCC).

El catalizador utilizado se regenera por medio de aire en un equipo que opera a una temperatura de 630°C y a bajas presiones.

El proceso consta de dos secciones principales:

- Sección catalítica
- Torre fraccionadora

### 3.2.1. SECCIÓN CATALÍTICA

Los gasóleos de vacío, son enviados de la planta de alto vacío a los tanques de almacenaje TV-5 y TV-6, de ahí lo toma la bomba de carga FP-2 y lo envía a la planta catalítica a control de flujo FRC-109, cambia el calor con el FE-2 contra el Aceite Cíclico Ligero (ACL) , después cambia calor contra la circulación de fondos FE-3 A, B y C (TI-83) de la torre fraccionadora FV-7 y entra al elevador de carga TI-54 y PI-137, del reactor a 260°C, 2.2 Kg<sub>f</sub>/cm<sup>2</sup> y se combina con aceite cíclico pesado recirculado a control de flujo FRC-97 y con finos o lodos a control



de flujo FRC-76, para formar la carga combinada en donde se encuentra un desvío de carga al fondo de la torre fraccionadora FV-7 que se usa durante el proceso de arranque para circular la carga o durante una emergencia por la falla de las bombas de carga FP-2 de dicha planta.

Existe una línea de vapor de levantamiento a control de flujo FRC-53 que se usa cuando falla la carga a reactor, para evitar que el lecho fluidizado se compacte y se interrumpa la circulación de catalizador.

La desintegración catalítica de los gasóleos de alto vacío se efectúa en el elevador de carga del reactor FV-4 por medio de catalizador.

Los hidrocarburos formados por la reacción de desintegración pasan a través de cuatro ciclones de un solo paso donde se separa el hidrocarburo del catalizador que se arrastra regresándolo al reactor a través de las piernas de derrame de los ciclones de un solo paso.

Los hidrocarburos pasan a una cámara anticraqueo en el domo del reactor y de ahí a la base de la torre fraccionadora FV-7 en forma de vapores a 482°C de temperatura por TI-63.

El catalizador gastado pasa a la zona de agotamiento en el reactor, el objeto de esta zona es de eliminar los hidrocarburos que venían con catalizador gastado con vapor a control de flujo FRC-62 regresando éstos al reactor.

El catalizador gastado sale de la zona de agotamiento del reactor FV-4 y pasa a la bajante del catalizador gastado ahí se encuentra una válvula deslizante o de compuerta operada con aceite hidráulico que controla el nivel de catalizador en el reactor (LRC-44, DPRC-45)



El catalizador gastado pasa a ser regenerado con un flujo continuo de aire caliente en el regenerador FV-3 y manteniendo en la fase densa una temperatura de 635°C (TI-38, 39, 40). En la regeneración de catalizador gastado, hay una combustión controlada en la que se forman monóxido y bióxido de carbono, nitrógeno y oxígeno que dejan este recipiente pasando a una chimenea a 645°C (TI-34, 35, 36).

Los gases formados en el regenerador FV-3 pasan a través de seis juegos de ciclones primarios y secundarios y los gases son colectados en una cámara plena y de ahí pasan a través de unas válvulas deslizantes o de compuerta actuadas con aceite hidráulico a control de presión diferencial del reactor FV-4 regenerador FV-3 DPRC-43 y finalmente salen a la atmósfera a través de (TI-161 a 645°C) a una cámara de orificios y una chimenea.

El catalizador regenerado pasa una bajante de catalizador regenerado conteniendo 0.2 a 0.5 % de carbón sobre este catalizador, ahí se encuentra una válvula deslizante actuada con aceite hidráulico a control de temperatura del reactor TRC-59, DPRC-49 y de ahí este catalizador se junta con la carga combinada en el elevador de carga del reactor FV-4 donde se lleva a cabo la desintegración.

La planta cuenta con un quemador auxiliar FH-1 que opera con gas combustible o aceite y que sirve para calentar el reactor regenerador durante las operaciones de arranque de la planta.

El flujo de aire al regenerador FV-3 se obtiene por medio de un soplador FC-1, que opera con una turbina de condensación total. A control de flujo de aire FRC-17, que actúa sobre el gobernador de la turbina.



Existe un venteo manual de la descarga del soplador FC-1 y sirve para cuando se prueba la máquina o por emergencia en la planta, y otro automático también en la descarga de este equipo que opera a control diferencial de temperatura entre la fase densa y la salida de gases en el regenerador FV-3, DTRC-136.

Este control sirve para tener condiciones estables de temperatura (635°C) en el regenerador evitando la formación de carbón o de sobrequemado en el catalizador regenerado.

El aceite de antorcha (carga fresca) es de la misma carga, entra atomizado con vapor por medio de espreas en el regenerador FV-3 en la fase densa por medio de una válvula automática HCV-31 operada manualmente desde el tablero de control que sirve:

Para calentar el regenerador durante el arranque del sistema reactor regenerador. Y por calentar o enfriar el regenerador en operación normal.

El condensado se envía a la salida del condensador secundario por medio de la bomba FP-13 y por medio de un botón en el tablero principal se pone a operar dicho equipo y que junto con vapor en la fase diluida del regenerador entra por medio de seis espreas a control manual de flujo FIH-26 y se usa para enfriar el regenerador FV-3 solamente en caso de emergencia que no se puedan controlar las temperaturas de este recipiente y ponga en peligro la planta.

El vapor de empuje entra a control de presión PC-138, que se usa durante las emergencias abriendo la válvula inferior y dos vueltas en cada una de las válvulas de empuje en el tubo elevador de arriba hacia abajo en sus tres puntos de inyección de este vapor.



La cantidad que circula de catalizador en el sistema regenerador FV-3 reactor FV-4 es de 128 a 140 toneladas correspondiendo de 78 a 84 toneladas de catalizador en el regenerador FV-3 y el resto en las bajantes y elevador de carga del reactor.

El transporte de catalizador del carro tolva al silo de almacenamiento, se hace por medio de vacío con un eyector operado con vapor de agua que se encuentra en la parte superior del silo y que sirve para hacer vacío en cualquiera de los tres silos.

El catalizador se envía al regenerador FV-3 presionando el silo con aire de plantas hasta 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> de presión y aplicando aire en la línea que va a este recipiente, durante la arrancada se usa la línea que va a este recipiente, se usa una línea de 6" que queda al lado sur del regenerador para cargar el sistema combinado reactor FV-4 regenerador FV-3, durante la operación normal se usa la línea de adición continua o intermitente de 1½", a fin de mantener el nivel normal de catalizador en el regenerador FV-3 y temperaturas normales de reacción.

Para efectuar sangrados en el regenerador FV-3 se deja el silo FV-13 a la atmósfera o a vacío y se alinea la válvula del regenerador FV-3 lado norte a este silo.

El sangrado de catalizador del regenerador FV-3 se hace cuando el catalizador contiene demasiados metales y no reacciona en el FV-4 debido a éstos, y después se adiciona catalizador nuevo.



### 3.2.2. SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO

Los hidrocarburos del reactor pasan a la línea de transferencia y de ahí a la base de la torre fraccionadora, cuya presión es de 0.6 Kg<sub>f</sub>/cm<sup>2</sup> manométrica.

Esta torre fraccionadora consta de 25 platos enumerados, del domo al fondo de la misma. En la cual se efectúa la destilación fraccionada, separando los siguientes productos:

Por el domo se obtienen naftas ligeras amargas que se envían a la unidad recuperadora de vapores; los gases se comprimen y la nafta ligera se bombea a dicha unidad y como reflujo al domo de dicha torre y el agua amarga al drenaje pluvial para ser tratada posteriormente.

Por la parte intermedia (plato No. 12) se obtiene el aceite cíclico ligero que se usa como medio de absorción y calentamiento en la unidad recuperadora de vapores y fraccionamiento de ligeros, el retorno hace el balance térmico de la torre fraccionadora; y otra parte se envía a almacenamiento intercambiando calor contra la carga.

Por el plato inferior No.19 se obtiene el aceite cíclico pesado que se usa como aceite en calentamiento de la unidad de fraccionamiento de ligeros, y para el balance térmico en la torre fraccionadora y cuyo exceso se manda como carga al reactor.

Por el fondo de la torre el residuo catalítico se bombea a varios lugares:

Una parte se utiliza para calentar la carga a la planta, otra para generar vapor de alta, ambas circulaciones regresan a la torre fraccionadora para mantener el balance térmico de la misma; la parte inferior constituye la sección de apagado de la torre fraccionadora. Una última parte se envía al asentador de lodos.



Por la parte superior de este acumulador vertical (asentador de lodos) se obtiene el aceite clarificado, se enfría con agua y se bombea a almacenaje. Por la parte inferior se envían los lodos o finos del asentador de lodos en su parte cónica y de ahí al reactor.

Hasta aquí solamente se han explicado las dos secciones primordiales de la planta.

Pero dicho proceso cuenta con otras secciones que a continuación se explicaran:

- Sección de preparación de carga.
- Sección recuperadora de vapores.
- Sección de tratamientos de gases y líquidos.
- Sección de fraccionamiento de ligeros.

### **3.2.3. SECCIÓN DE PREPARACION DE CARGA**

La carga se envía de los tanques TV-5 y TV-6 a una temperatura de 55 a 60°C y 12.0 Kg/cm<sup>2</sup> de presión por medio de la bomba de carga FP-2 A y B a control de flujo (FRC-109). Esta intercambia calor con el aceite cíclico ligero y con los fondos, hasta aumentar la temperatura de éste a 220°C, se combina con el aceite cíclico pesado y los lodos, aumentando su temperatura hasta 255°C y posteriormente entra al tubo-elevador del reactor.

La carga también se usa durante el arranque, para llenar la torre fraccionadora y como aceite de sellos y de lavado a los instrumentos de la torre fraccionadora.

### **3.2.4. SECCIÓN RECUPERADORA DE VAPORES**

El turbo-compresor de gases, mantiene la presión del lado del reactor, a falla de éste, dicha presión se mantiene por medio del PIC-122 controlado desde el tablero principal y con desfogue al FA-1801.



El acumulador de alta presión, las bombas asociadas, los enfriadores con agua de alta presión y el absorbedor primario que sirve para absorber los gases licuados con nafta ligera amarga.

El absorbedor secundario, sirve para absorber lo que no pudo hacer el primario con el aceite esponja (aceite cíclico ligero), para evitar arrastres de licuados o nafta ligera al gas combustible.

El agotador, sirve para despojar de los gases ligeros, sulfhídricos y bióxido de carbono, que fueron absorbidos en el absorbedor primario y dicho agotador se calienta por medio del aceite cíclico ligero de la torre fraccionadora y la nafta catalítica de la torre debutanizadora.

### **3.2.5. SECCIÓN DE TRATAMIENTOS DE GASES Y LIQUIDOS**

El tratamiento cáustico de gas licuado con sosa cáustica, elimina ácido sulfhídrico y mercaptanos para posteriormente enviar la sosa gastada a la planta primaria No. 5.

El tratamiento merox de nafta catalítica, elimina de ésta, los mercaptanos con sosa cáustica, aire y catalizador.

### **3.2.6. SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LIGEROS**

La torre debutanizadora, es una torre que sirve para estabilizar la nafta catalítica, por el fondo y por el domo obtener el gas licuado de petróleo (L.P.G), butano-butileno y propano-propileno.

La torre depropanizadora, sirve para fraccionar por el domo el propano-propileno, para posteriormente pasarlo a la torre secadora de propano y por el fondo de la torre depropanizadora obtener butano-butileno que se puede enviar a almacenamiento o a la planta de polimerización catalítica en la misma refinería, para obtener gasolina de alto octano.



La torre secadora de propano, sirve para eliminar la humedad al propano-propileno por el domo y por el fondo obtener propano-propileno que se envía a la torre fraccionadora de propano-propileno o almacenamiento para ser separado o mezclado.

La torre fraccionadora de propano-propileno, separa por el domo propileno de alta pureza y se envía al Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, para ser procesado y obtener acrilonitrilo; por el fondo de dicha torre fraccionadora se obtiene propano a almacenaje cuyo uso se destina para la obtención de gas L.P. de uso domestico.

A continuación se muestran los diagramas de tubería e instrumentación de la planta de desintegración catalítica en fase fluidizada (FCC) empleados en este trabajo.



***DIAGRAMAS DE  
TUBERÍA E  
INSTRUMENTACIÓN***

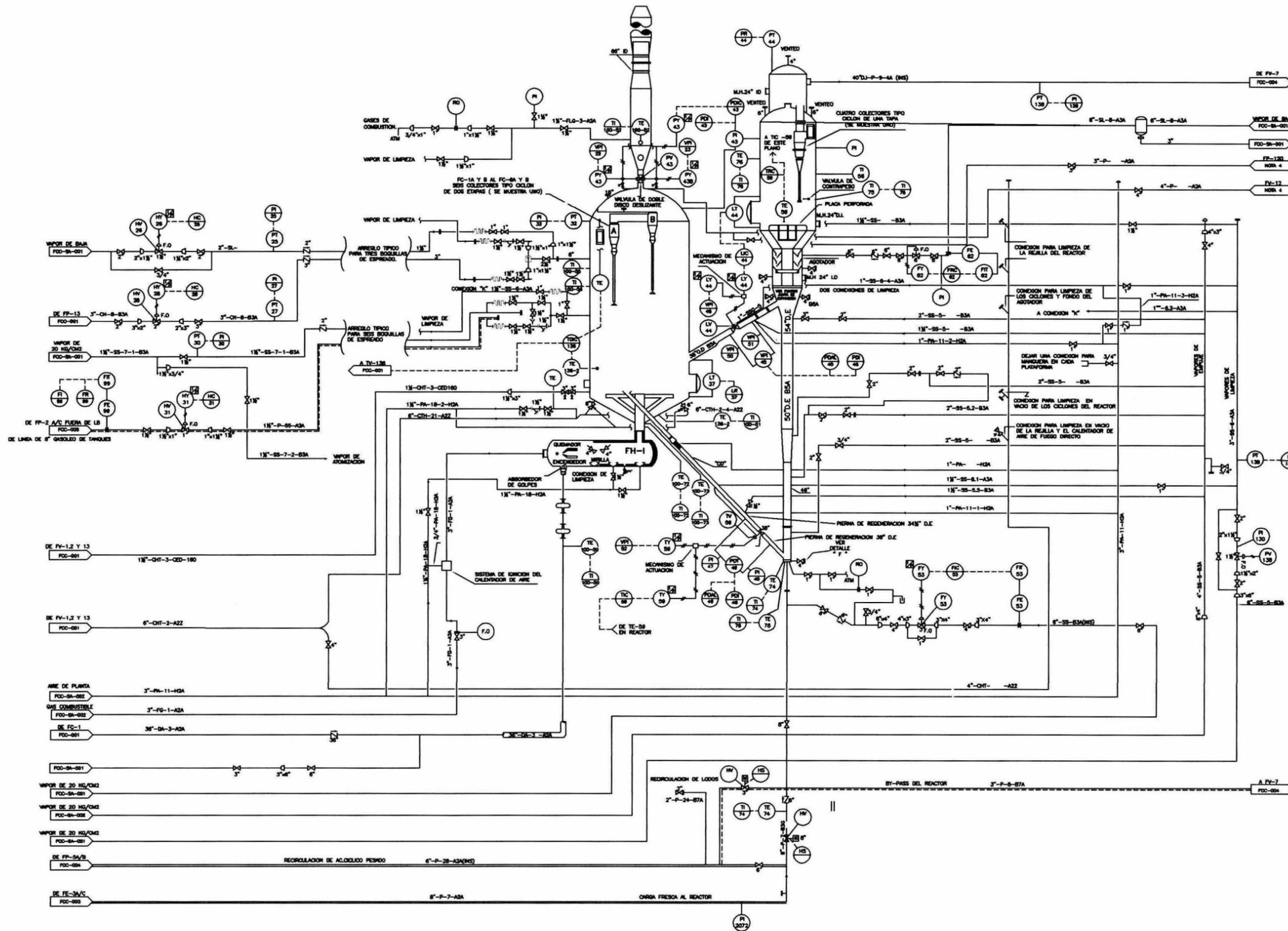
FH-1  
CALENTADOR DE  
AIRE A FUEGO DIRECTO.

FV-3  
REGENERADOR.

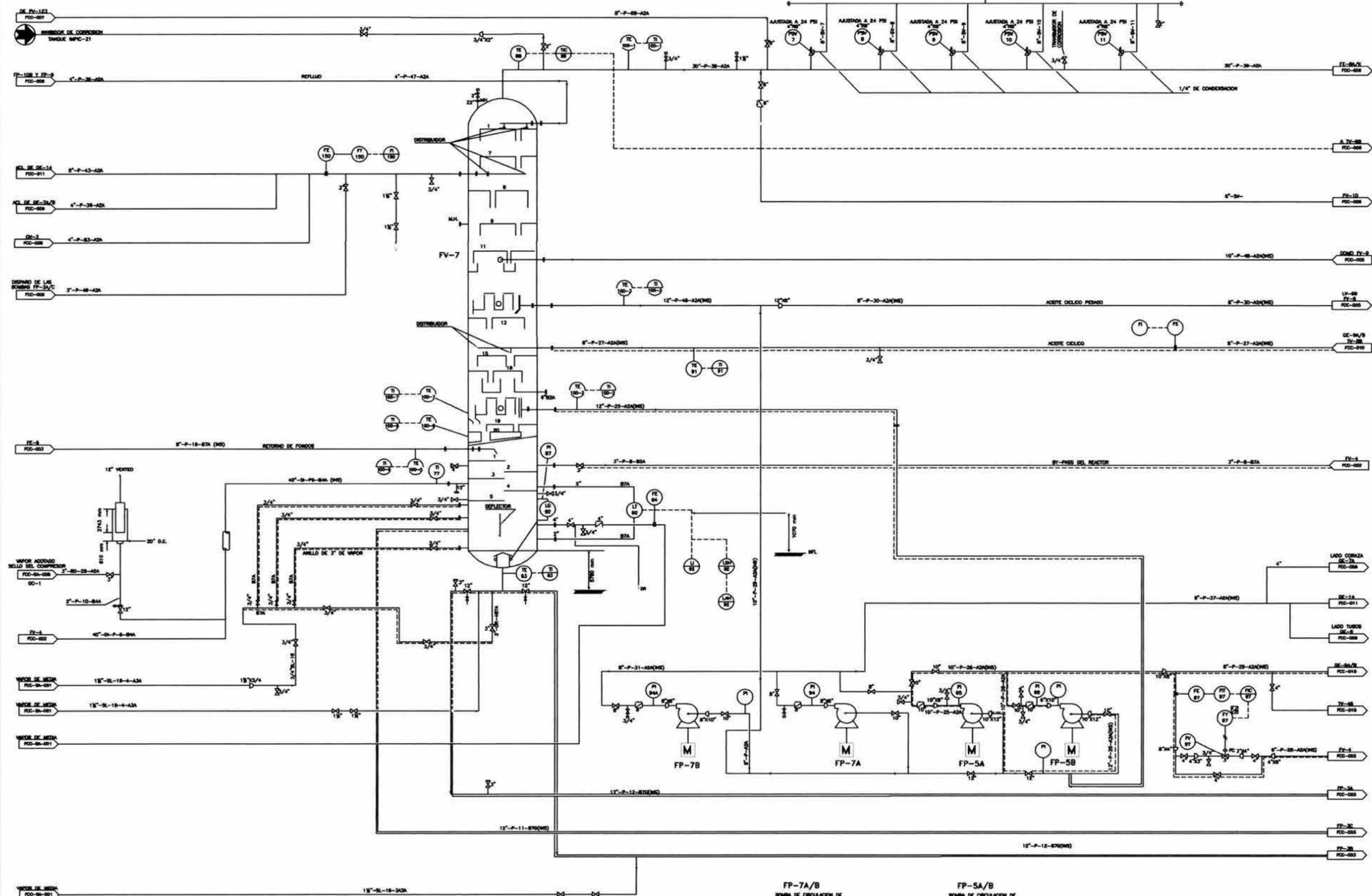
FFG-3  
SILENCIADOR.

FV-4  
REACTOR-AGOTADOR.

FBH-1  
SEPARADOR DE VAPOR.

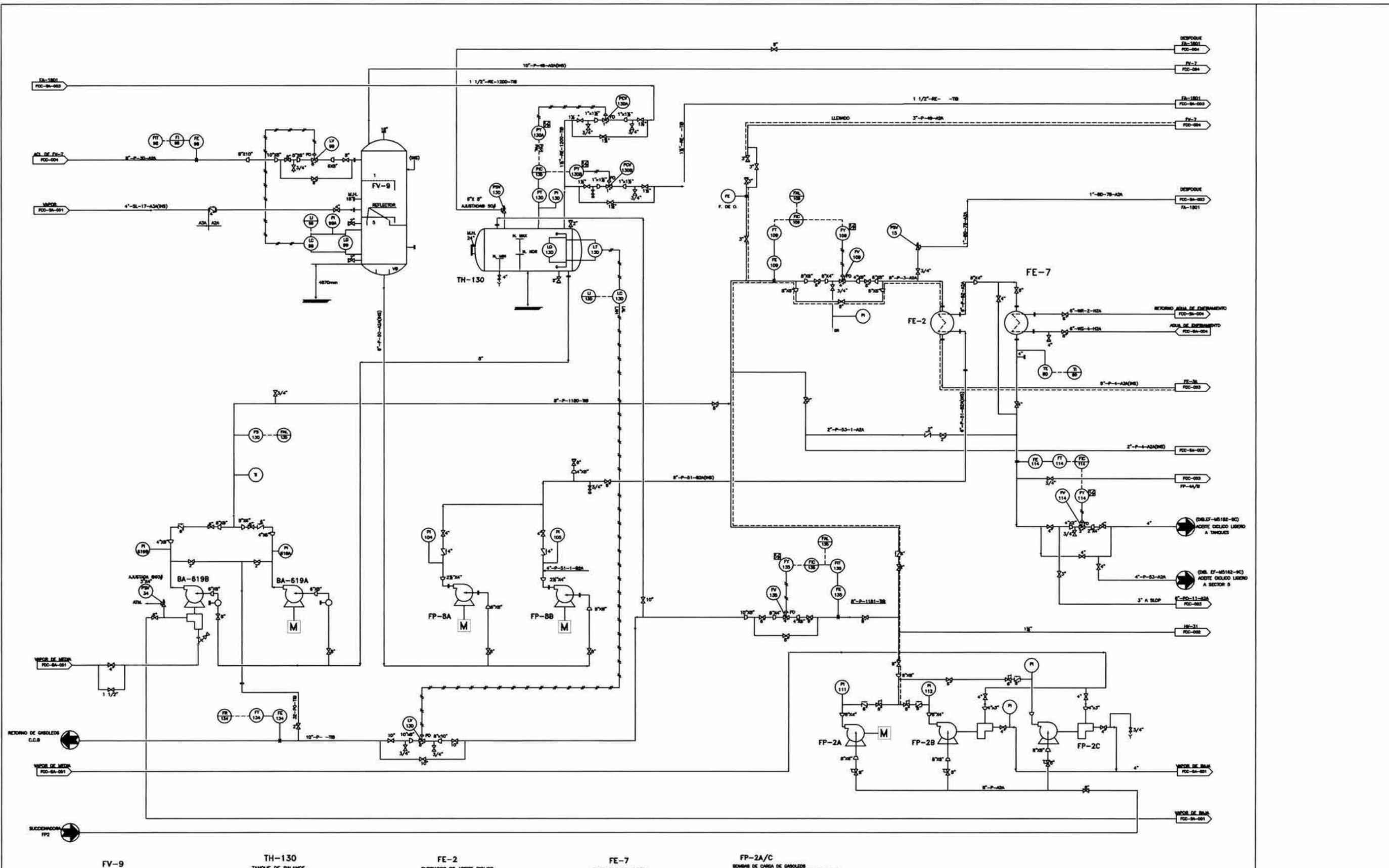


FV-7  
COLUMNA PRINCIPAL



FP-7A/B  
BOMBA DE CIRCULACION DE  
ACEITE DE CILINDRO LIGERO  
TAMANO: 8"X8"

FP-5A/B  
BOMBA DE CIRCULACION DE  
ACEITE CILINDRO PESADO  
TAMANO: 8"X8"



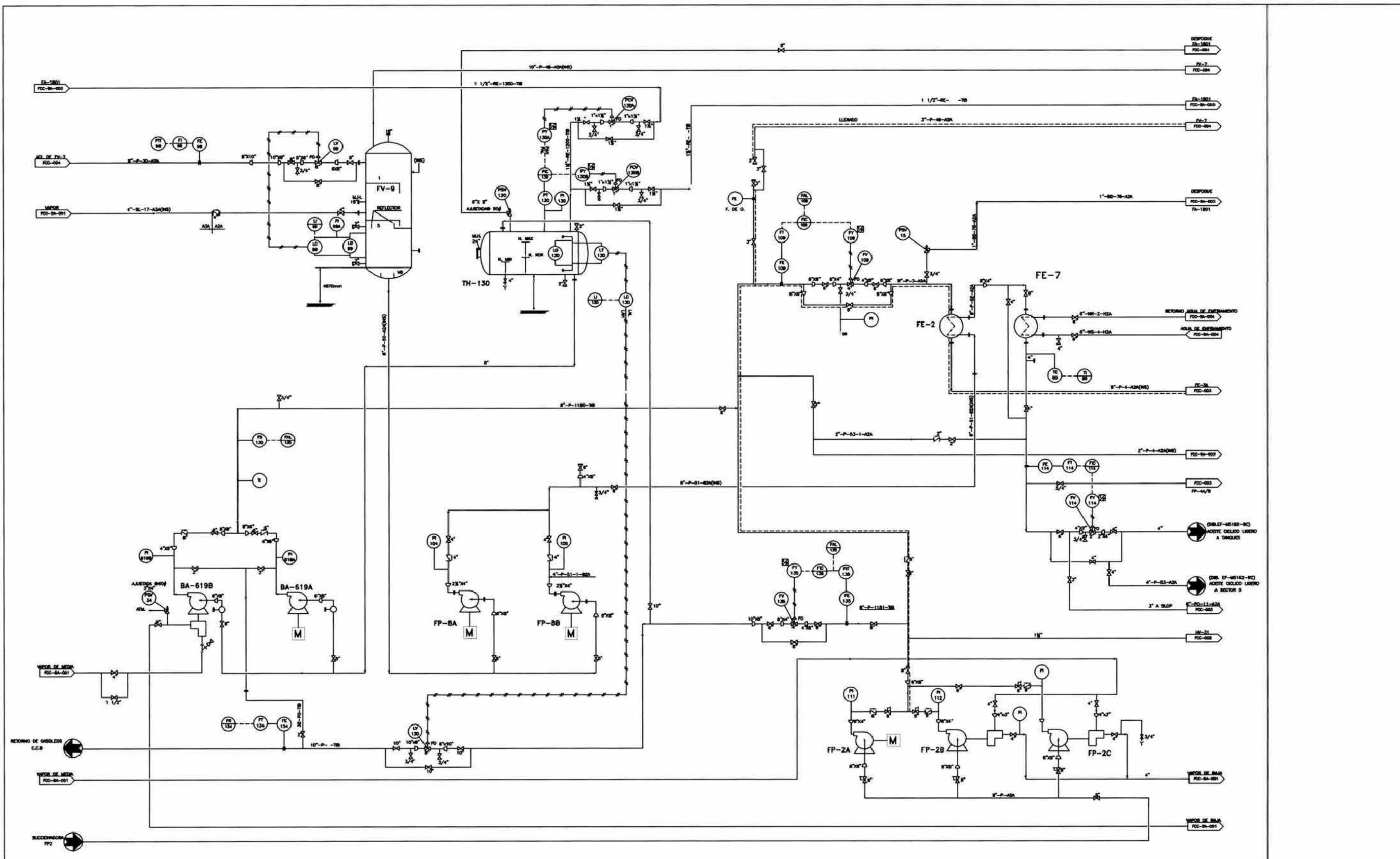
FV-9  
AGOTADOR DE ACEITE CICLO

TH-130  
TANQUE DE BALANCE  
DE GASOLEN DE CARGA

FE-2  
ENFRIGADOR DE ACEITE  
LIGERO-ACEITE CRUDO

FE-7  
ENFRIGADOR DE ACEITE  
CICLO LIGERO

FP-2A/C  
BOMBAS DE CARGA DE GASOLEN  
LOCALIZADAS FUERA DE LOS LIMITES DE BATERIA  
TANQUE 8"X4"



FV-9  
ACOTADOR DE ACEITE CICLO

TH-130  
TANQUE DE BALANCE  
DE GASOLEO DE CARGA

FE-2  
ENFRIADOR DE ACEITE CICLO  
LIGERO-ACEITE CRUDO

FE-7  
ENFRIADOR DE ACEITE  
CICLO LIGERO

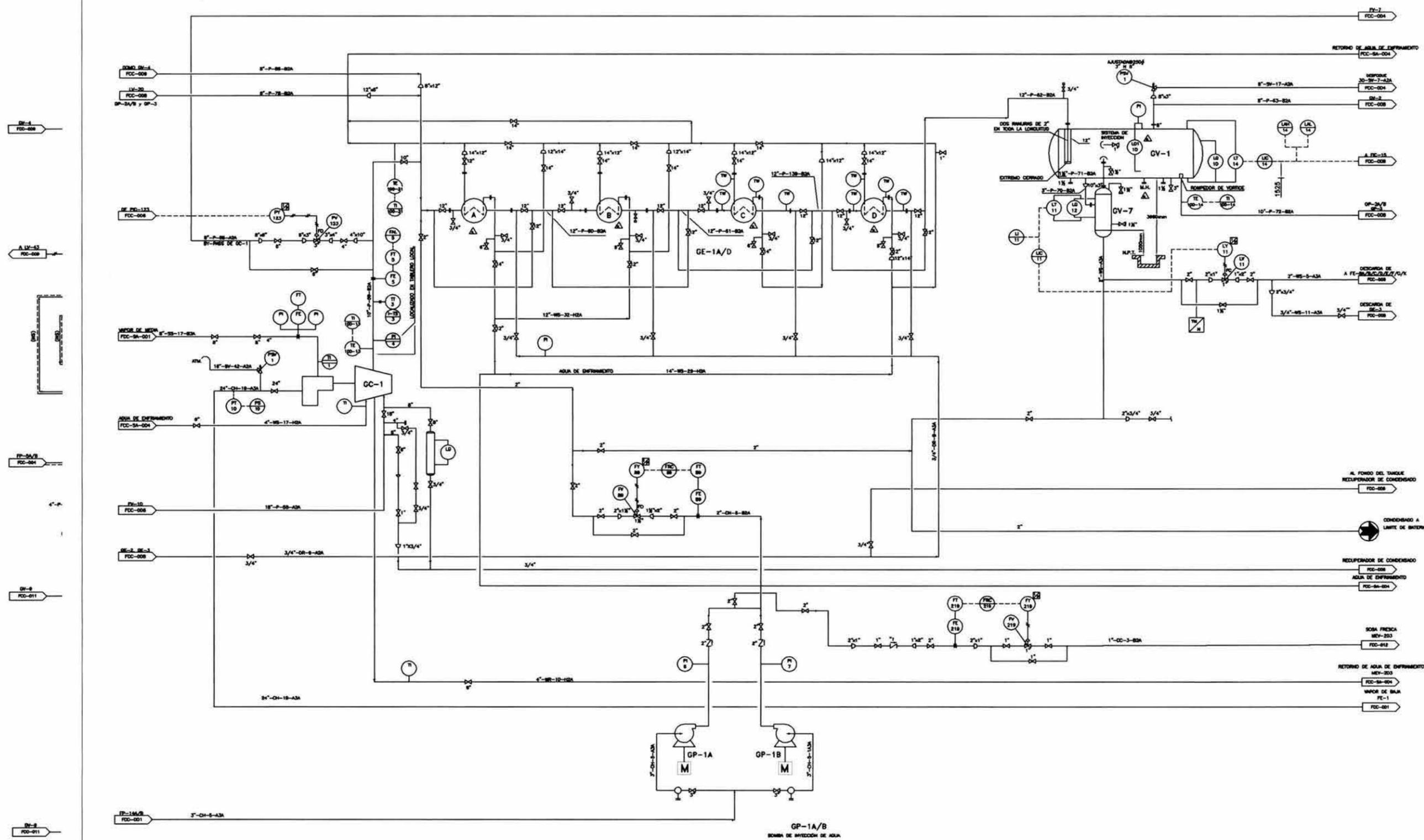
FP-2A/C  
BOMBAS DE CARGA DE GASOLEOS  
LOCALIZADAS FUERA DE LOS LIMITES DE INTERN  
TANQUE#204

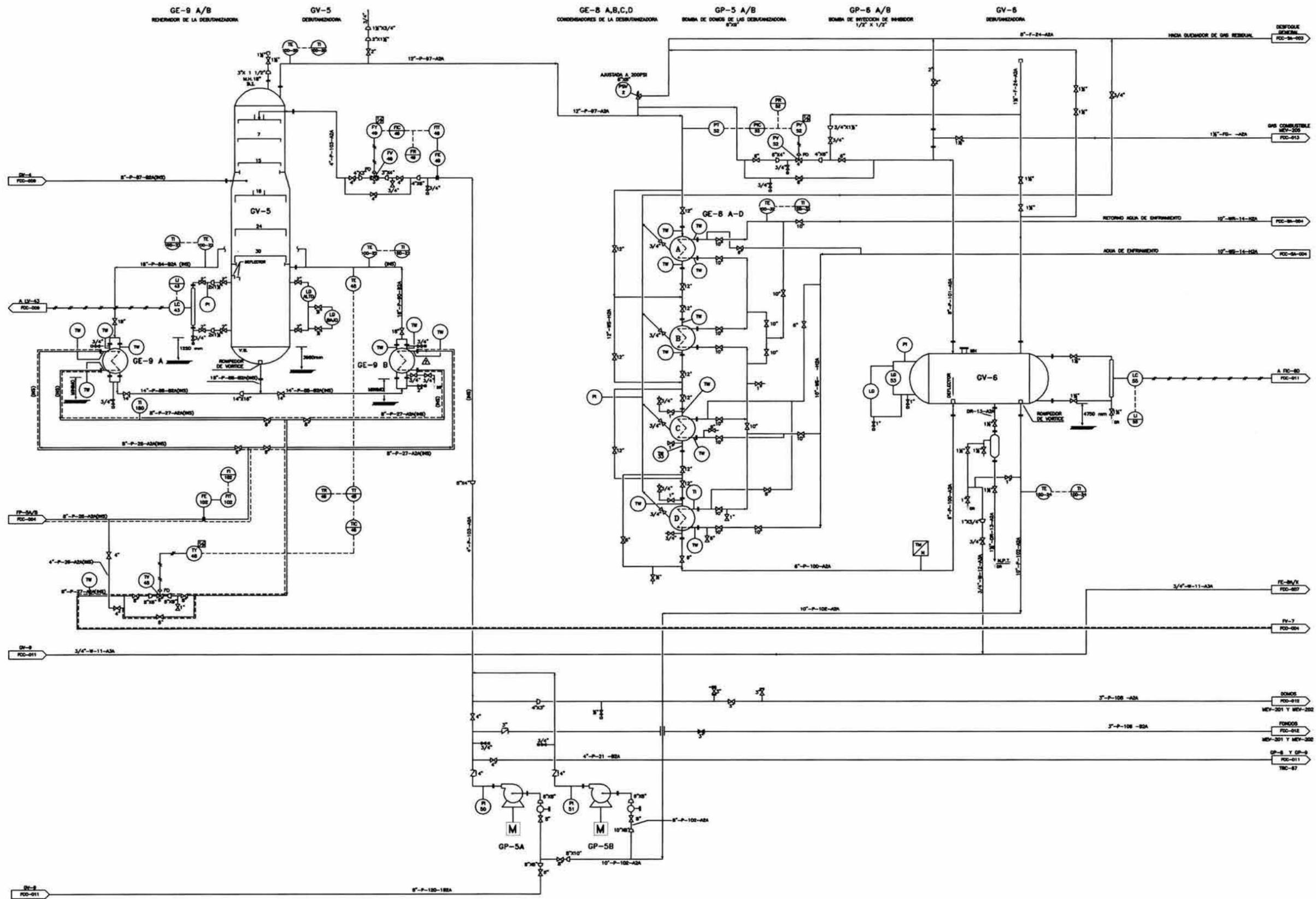
GC-1  
COMPRESOR DE GAS

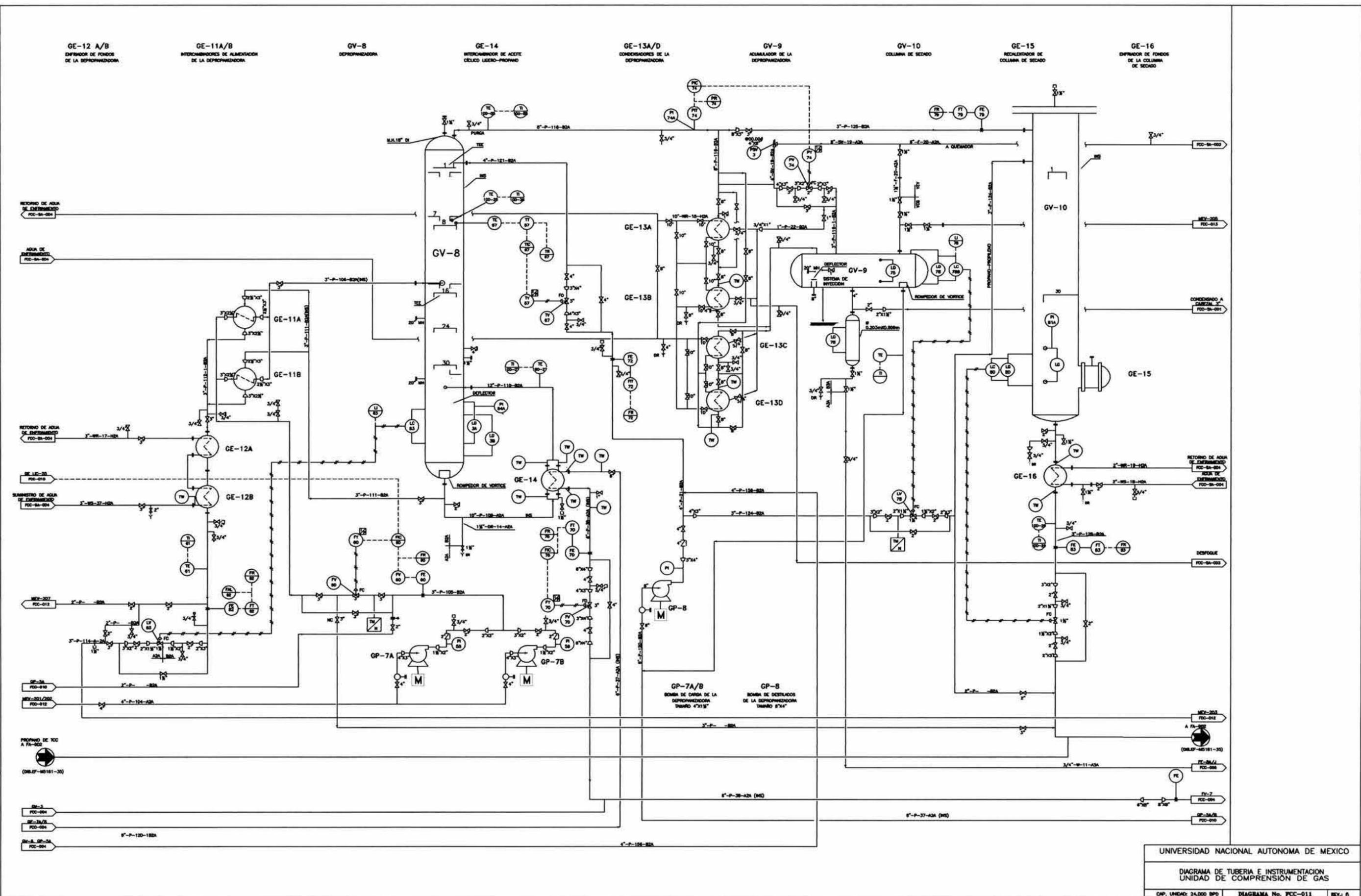
GE-1A/D  
ENFRIADORES DE ALTA PRESION

GV-7  
RECIPIENTE DE AGUA DRENADA

GV-1  
SEPARADOR DE ALTA PRESION









---

### 3.3. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS SIMI-CUANTITATIVO DE ESCENARIOS DE ALTO RIESGO POTENCIAL PARA DETERMINACIÓN DEL SIL REQUERIDO <sup>(6)</sup> <sup>(10)</sup>

En 1996 se aprobó la norma ISA S84.01 “Aplicaciones de Sistemas Instrumentados de Seguridad para las Industrias de Proceso” <sup>(2)</sup>. Esta norma identifica todos los pasos del ciclo de vida de los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) pero no define los métodos para realizar algunos de los pasos, ya que su objetivo únicamente es definir los requerimientos de los SIS.

Es importante hacer notar que el concepto de SIL sólo aplica a los sistemas instrumentados de seguridad, los cuales consisten en un sistema formado por uno o varios sensores, uno o varios controladores lógicos (eléctricos/electrónicos o electrónicos programables) y uno o varios elementos finales de control. Por lo tanto, el concepto de SIL no se aplica a sensores o válvulas por sí mismas, o bien sistemas de control básico de proceso (lazos de control) que no sean independientes y específicos para funciones de seguridad.

En el ciclo de vida, la norma ISA S84.01 señala que antes de definir el Nivel de Integridad de la Seguridad (SIL) de un SIS se debe realizar un análisis de riesgos, utilizar capas de protección que no sean SIS para prevenir los peligros identificados o reducir los riesgos, y finalmente determinar si realmente es necesario utilizar un SIS y definir el SIL requerido. Para llevar a cabo estos pasos, se desarrolló una metodología semi-cuantitativa basada en el análisis LOPA (Layers of Protection Analysis) <sup>(4)</sup>, la cual se describe a continuación.



---

### 3.3.1. METODOLOGÍA

Los incidentes ocurren cuando se combina un evento iniciador con la falla de las capas de protección del proceso aplicables, siendo su frecuencia igual a la frecuencia de los eventos iniciales (los cuales presentan demandas a los sistemas de protección) y la probabilidad de que éstos fallen simultáneamente ante estas demandas. Dependiendo de la gravedad de las consecuencias potenciales del incidente se establece un criterio de aceptabilidad de riesgos con base en una frecuencia máxima aceptable.

Al evaluar semi-cuantitativamente la frecuencia de las demandas y la probabilidad de falla bajo demanda de las capas de protección, se puede determinar si las protecciones son suficientes de acuerdo a los criterios establecidos. Si las protecciones para un escenario de riesgo no son suficientes se deben evaluar capas de protección adicionales entre las cuales se puede utilizar un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS), en cuyo caso el método permite determinar fácilmente el SIL requerido.

### 3.3.2. PASOS DE LA METODOLOGÍA

1. Definir los criterios de aceptabilidad de riesgos.
2. Identificar los eventos peligrosos y evaluar su gravedad.
3. Identificar los eventos iniciales y evaluar la frecuencia.
4. Identificar las capas de protección independientes aplicables y evaluar su efectividad.
5. Determinar la frecuencia esperada del evento peligroso considerando las capas de protección independientes.
6. Determinar la necesidad de capas adicionales de protección y determinar el SIL requerido si un SIS es recomendado.



---

## Detalle de cada paso

### **Paso 1: Definir los criterios de aceptabilidad de riesgos**

De acuerdo a datos publicados <sup>(4)</sup>, <sup>(8)</sup>, <sup>(9)</sup> sobre criterios de aceptabilidad de riesgos en instalaciones industriales se pueden obtener 3 zonas en un diagrama frecuencia - gravedad (figuras 3.2)

- **Riesgos totalmente inaceptables:** Todos los criterios concuerdan en que en esta zona las acciones para reducir o mitigar los riesgos son obligatorias y urgentes.
- **Riesgos totalmente despreciables:** Todos los criterios concuerdan en que en esta zona no se requieren o no es conveniente realizar acciones para reducir o mitigar los riesgos.
- **Zona de criterio variable:** En esta zona los diferentes criterios difieren en cuanto hasta dónde es obligatorio o conveniente realizar acciones para reducir o mitigar los riesgos y la urgencia con que éstas deben ser realizadas. Esta es la zona en la que cada compañía deberá elegir qué tanto es práctico reducir o mitigar los riesgos.

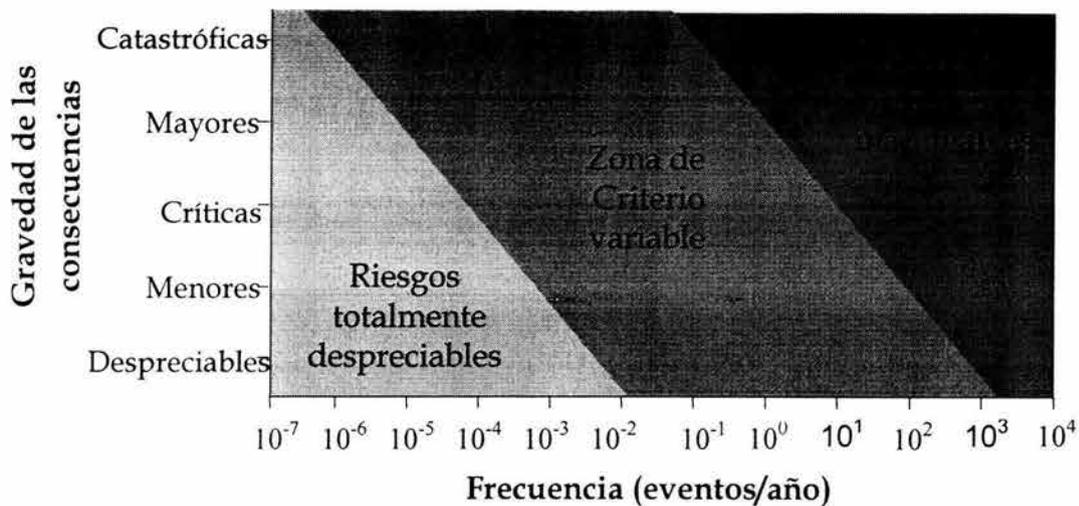


Figura 3.2. Presentación de los criterios de aceptabilidad de riesgos en un diagrama frecuencia - gravedad. <sup>(6)</sup>

Los valores límites de estas zonas, así como el criterio utilizado en este análisis, se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 3.1. Valores límites de estas zonas, así como el criterio utilizado en este análisis. <sup>(6)</sup>

Gravedad de las consecuencias	Frecuencia límite inferior (eventos/año)	Frecuencia límite superior (eventos/año)	Frecuencia máxima aceptable (criterio utilizado en el análisis) (eventos/año)
Categoría 5 Catastrófico	1/1,000,000	1/10	1/30,000
Categoría 4 Mayor	1/100,000	1	1/3000
Categoría 3 Crítico	1/10,000	10	1/300
Categoría 2 Menor	1/1,000	100	1/30
Categoría 1 Despreciable	1/100	1000	1/3



Para simplificar el análisis, se ha dado un valor a cada rango de frecuencias de acuerdo al orden de magnitud (exponente) en incrementos de 0.5 órdenes de magnitud. En las siguientes dos tablas se muestran estos valores:

Tabla 3.2. Rango de frecuencias. <sup>(6)</sup>

Rango de frecuencias (eventos /año)	Valor de frecuencia (F)	Tiempo observado entre eventos (años)	Número de eventos esperados en 30 años	Implicación de utilizar este valor como criterio de aceptabilidad
> 1000	11	<0.001 (<9 horas)	3,000 a 10,000	Seguramente ocurrirá un evento cada 4 días o menos
300 a 1000	10.5	0.001 (9 horas) a 0.003 (1 día)	1,000 a 3,000	Seguramente ocurrirá un evento cada 4 a 12 días
100 a 300	10	0.003 (1 día) a 0.01 (4 días)	300 a 1,000	Seguramente ocurrirá un evento cada 12 a 37 días
30 a 100	9.5	0.01 (4 días) a 0.03 (12 días)	100 a 300	Seguramente ocurrirá un evento cada 37 días a 4 meses
10 a 30	9	0.03 (12 días) a 0.1 (37 días)	30 a 100	Seguramente ocurrirá un evento cada 4 meses a 1 año
3 a 10	8.5	0.1 (37 días) a 0.3 (4 meses)	10 a 30	Seguramente ocurrirá un evento cada 1 a 3 años
1 a 3	8	0.3 (4 meses) a 1	3 a 10	Seguramente ocurrirá un evento cada 3 a 10 años
0.3 a 1	7.5	1 a 3	1 a 3	Seguramente ocurrirá un evento en 10 a 30 años
0.1 a 0.3	7	3 a 10	95% a 100%	Muy alta probabilidad de ocurrir un evento en 30 años
0.03 a 0.1	6.5	10 a 30	63% a 95% (>2/3)	Alta probabilidad de ocurrir un evento en 30 años
0.01 a 0.03	6	30 a 100	26% a 63% (1/4 a 2/3)	Probabilidad media de ocurrir un evento en 30 años
$3 \times 10^{-3}$ a $1 \times 10^{-2}$	5.5	100 a 300	10% a 26% (1/4 a 1/10)	Baja probabilidad de ocurrir un evento en 30 años
$1 \times 10^{-3}$ a $3 \times 10^{-3}$	5	300 a 1000	3% a 10%	< a 1 oportunidad en 10 de ocurrir un evento en 30 años
$3 \times 10^{-4}$ a $1 \times 10^{-3}$	4.5	1,000 a 3,000	1% a 3%	



Continuación .....

Rango de frecuencias (eventos /año)	Valor de frecuencia (F)	Tiempo observado entre eventos (años)	Probabilidad de un evento en 30 años	Implicación de utilizar este valor como criterio de aceptabilidad
1x10 <sup>-4</sup> a 3x10 <sup>-4</sup>	4	3,000 a 10,000	0.3% a 1%	< a 1 oportunidad en 100 de ocurrir un evento en 30 años
3x10 <sup>-5</sup> a 1x10 <sup>-4</sup>	3.5	10,000 a 30,000	0.1% a 0.3%	
1x10 <sup>-5</sup> a 3x10 <sup>-5</sup>	3	30,000 a 100,000	0.03% a 0.1%	< a 1 oportunidad en 1000 de ocurrir un evento en 30 años
3x10 <sup>-6</sup> a 1x10 <sup>-5</sup>	2.5	100,000 a 300,000	0.03% a 0.01%	
1x10 <sup>-6</sup> a 3x10 <sup>-6</sup>	2	300,000 a 1,000,000	0.01% a 0.003%	< a 1 oportunidad en 10,000 de ocurrir un evento en 30 años
3x10 <sup>-7</sup> a 1x10 <sup>-6</sup>	1.5	1,000,000 a 3,000,000	0.003% a 0.001%	
< 3x10 <sup>-7</sup>	1	> 3,000,000	Menor a 0.001%	< a 1 oportunidad en 100,000 de ocurrir un evento en 30 años

$$P = 1 - e^{-f \cdot T} \quad (2)$$

P = Probabilidad de un evento

f = Frecuencia observada

T = Tiempo

Con base en estas tablas se asigna un valor de frecuencia umbral (F<sub>i</sub>) para cada categoría de consecuencias:



Tabla 3.3. Frecuencia al umbral. <sup>(6)</sup>

Gravedad de las consecuencias	Frecuencia máxima aceptable (eventos/año)	Valor de frecuencia umbral (Ft)
Categoría 5 - Catastrófico	1/30,000	3
Categoría 4 - Mayor	1/3000	4
Categoría 3 - Crítico	1/300	5
Categoría 2 - Menor	1/30	6
Categoría 1 - Despreciable	1/3	7

### Paso 2: Identificar los eventos peligrosos y evaluar su gravedad

A partir de un estudio HazOp se seleccionan los escenarios de mayor riesgo potencial para ser considerados por esta metodología. El riesgo potencial es el riesgo de un escenario, sin considerar las capas de protección existentes, evaluado cualitativamente mediante una matriz de riesgos.

De acuerdo con la información disponible en las consecuencias señaladas en el estudio HazOp se debe categorizar la gravedad de las consecuencias para poder asignar una frecuencia umbral al escenario estudiado.

Las siguientes tablas muestran la descripción de consecuencias potenciales de cada categoría utilizada y unas guías semi-cuantitativas para determinar la gravedad de un escenario.



**Tabla 3.4. Descripción de los efectos potenciales de acuerdo a la categoría de consecuencias. <sup>(6)</sup>**

<b>Gravedad</b>	<b>Receptor</b>	<b>Descripción de los efectos potenciales</b>
Categoría 5 Catastrófico	Personal	Muerte o lesiones que producen discapacidad permanente
	Comunidad	Uno o más heridos graves
	Medio ambiente	Descargas significativas con impacto severo hacia el exterior de las instalaciones y con probabilidades de causar efectos a la salud inmediatos o de largo plazo
	Producción	Destrucción mayor o total de una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 10 millones de dólares o pérdidas significativas de producción
Categoría 4 Mayor	Personal	Uno o más heridos graves
	Comunidad	Uno o más heridos leves
	Medio ambiente	Descargas significativas con impacto severo al medio ambiente
	Producción	Daño mayor a una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 1 millón de dólares o algo de pérdida de producción
Categoría 3 Crítico	Personal	Lesiones leves con posible suspensión de labores
	Comunidad	Quejas de la población cercana por olores o ruido
	Medio ambiente	Notificación de o a las autoridades ambientales o violación de permisos como resultado de emisiones
	Producción	Varios equipos dañados con un costo estimado mayor a 100,000 dólares y con pérdidas mínimas de producción
Categoría 2 Menor	Personal	Lesiones leves sin suspensión de labores
	Comunidad	Sin daños, peligros o molestias en la población
	Medio ambiente	Evento intrascendente, sin notificaciones o violación de permisos
	Producción	Daños menores a algún equipo, con un costo menor de 100,000 dólares y sin pérdida de producción
Categoría 1 Despreciable	Personal	Sin lesiones o suspensión de labores
	Comunidad	Sin daños, peligros o molestias a la población
	Medio ambiente	Evento intrascendente, sin notificaciones o violación de permisos
	Producción	Daños menores a algún equipo, con un costo menor de 10,000 dólares y sin pérdida de producción



**Tabla 3.5. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a la cantidad de sustancia derramada... (4)**

Características de la sustancia derramada	0.5 a 5 kg	5 a 50 kg	50 a 500 kg	500 a 5000 kg	5000 a 50,000 Kg	Más de 50,000 Kg.
Extremadamente tóxica, arriba del PE*	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5	Catastrófico Categoría 5	Catastrófico Categoría 5	Catastrófico Categoría 5
Extremadamente tóxica abajo del PE o altamente tóxica arriba del PE	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5	Catastrófico Categoría 5	Catastrófico Categoría 5
Altamente tóxica abajo del PE o inflamable arriba del PE	Menor Categoría 2	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5	Catastrófico Categoría 5
Inflamable abajo del PE	Despreciable Categoría 1	Menor Categoría 2	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5
Combustible líquido	Despreciable Categoría 1	Despreciable Categoría 1	Despreciable Categoría 1	Menor Categoría 2	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3

\*PE = Punto de Ebullición a 1 atmósfera

**Tabla 3.6. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a las consecuencias en la producción y en las instalaciones... (4)**

Tipo de planta	Daños mecánicos a equipos que cuentan con relevo o no esenciales	Planta fuera de operación por menos de 1 mes	Planta fuera de operación entre 1 y 3 meses	Planta fuera de operación por más de 3 meses	Ruptura de un recipiente de 3000 a 10,000 GAL a presión entre 100 y 300 psig	Ruptura de un recipiente de más de 10,000 GAL a una presión de más de 300 psig
Planta grande, productos principales	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Mayor Categoría 4	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5
Planta pequeña, productos secundarios	Menor Categoría 2	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5



**Tabla 3.7. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo al costo total de las consecuencias.... (4)**

Costo total del evento	0 a 10,000 dols	10,000 a 100,000 dls	100,000 a 1,000,000 dls	1 a 10 millones de dls	Más de 10 millones de dls
Categoría de las consecuencias	Despreciable Categoría 1	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5

**Paso 3: Identificación de los eventos iniciales y determinar su frecuencia.**

Los eventos iniciales de un escenario están señalados en las causas de un escenario de un análisis HazOp. Su frecuencia se puede determinar a partir de la frecuencia cualitativa, sin considerar protecciones, utilizada en la matriz de evaluación de riesgos. Este dato se debe cotejar con los rangos presentados en la literatura para validarlo. Una buena fuente de información son datos de confiabilidad de equipos de proceso.

Al igual que con la frecuencia umbral se asigna un valor relacionado con el orden de magnitud al cual se llamará frecuencia del evento inicial ( $F_i$ ) de acuerdo a la siguiente tabla.

**Tabla 3.8. Frecuencia al umbral. (4)**

Valor de frecuencia del evento inicial ( $F_i$ )	Rango de frecuencias (eventos/año)	Tiempo observado entre eventos	Guía cualitativa
11	>1000	Menos de 9 horas	Continuo
10.5	300 a 1000	Entre 9 y 29 horas	Varias veces por día
10	100 a 300	Entre 29 horas y 4 días	Diario
9.5	30 a 100	Entre 4 y 12 días	Semanal
9	10 a 30	Entre 12 y 37 días	Mensual



Continuación.....

Valor de frecuencia del evento inicial ( $F_i$ )	Rango de frecuencias (eventos/año)	Tiempo observado entre eventos	Guía cualitativa
8.5	3 a 10	Entre 37 días y 4 meses	Muy frecuente
8	1 a 3	Entre 4 meses y 1 año	Frecuente
7.5	0.3 a 1	Entre 1 y 3 años	Ocasional
7	0.1 a 0.3	Entre 3 y 10 años	Raro (ya ocurrió hace tiempo)
6.5	0.03 a 0.1	Entre 10 y 30 años	Posible (no se tienen registros pero puede ocurrir)

**Paso 4: Identificar las capas de protección independientes aplicables al escenario y evaluar su efectividad**

Identificación de capas de protección independientes.

Las Capas de Protección Independientes (CPI) son dispositivos, sistemas o acciones capaces de prevenir el que un escenario continúe hacia consecuencias indeseables independientemente del evento inicial y de la acción o falla (sin fallas de causa común) de cualquier otra capa de protección asociada con el escenario.



Figura 3.3. Capas de protección de un proceso, finalidad y consecuencias de fallas bajo demanda. (6)



Para efectos de esta metodología normalmente sólo se considerarán como capas de protección independientes las siguientes:

1. Alarmas e intervención humana.
2. Sistemas instrumentados de seguridad.
3. Sistemas de relevo.
4. Sistemas de contención.

ESTA TESIS NO SALE DE LA BIBLIOTECA



Las fallas en las capas de diseño del proceso y sistemas de control básico de proceso normalmente son la causa o evento inicial considerado en cada escenario por lo cual estas capas quedan representadas dentro del valor de la frecuencia del evento inicial. Por otra parte, las capas de programas de respuesta a emergencias normalmente no se consideran en esta metodología, pues el objetivo es no llegar a necesitar estas capas de protección.

### Evaluación de la efectividad de cada capa

La efectividad de cada capa se evalúa mediante un valor o índice relacionado con el orden de magnitud de la Probabilidad de Falla en Demanda ( $S_{PFD}$ ) de acuerdo a la tabla siguiente:

Tabla 3.9. Probabilidad de Falla en Demanda. <sup>(4)</sup>

Valores de Probabilidad de Falla en Demanda ( $S_{PFD}$ )	Rango de Probabilidad	Número de fallas esperadas basadas en 1,000 demandas
0	~1	~1000
0.5	~1 a ~0.3	300 a ~1000
1	~0.3 a 0.1	100 a 300
1.5	0.1 a ~0.03	30 a 100
2	~3 x 10 <sup>-2</sup> a 1 x 10 <sup>-2</sup>	10 a 30
2.5	1 x 10 <sup>-2</sup> a ~3 x 10 <sup>-3</sup>	3 a 10
3	~3 x 10 <sup>-3</sup> a 1 x 10 <sup>-3</sup>	1 a 3
3.5	1 x 10 <sup>-3</sup> a ~3 x 10 <sup>-4</sup>	Oportunidad de 100% a 30% de una falla
4	~3 x 10 <sup>-4</sup> a 1 x 10 <sup>-4</sup>	Oportunidad de 30% a 10% de una falla
4.5	1 x 10 <sup>-4</sup> a ~3 x 10 <sup>-5</sup>	Oportunidad de 10% a 3% de una falla
5	~3 x 10 <sup>-5</sup> a 1 x 10 <sup>-5</sup>	Oportunidad de 3% a 1% de una falla



El índice  $S_{PFDD}$  permite traducir la probabilidad de falla bajo demanda en un valor fácil de manejar cuya magnitud es proporcional a la efectividad de la protección. De esta manera, un valor cercano a cero de  $S_{PFDD}$  indica una protección con muy baja efectividad y muy altas probabilidades de fallar en caso de que se le necesite, y viceversa.

Los valores de  $S_{PFDD}$  se pueden determinar a partir de los datos publicados en las referencias 4 y 9, entre otras. A continuación se muestran algunos valores representativos:

**Tabla 3.10. Valores típicos de  $S_{PFDD}$ . (4)**

Elemento de proceso	$S_{PFDD}$ típico
Bomba centrífuga accionada por motor eléctrico (relevo)	2
Válvula de no-retorno (check)	3
Válvula manual	4
Válvula motorizada	2.5
Válvula neumática	3
Válvula solenoide	3
Sistema de agua contra-incendio (motor diesel)	2
Sistema de agua contra-incendio (motor eléctrico)	1.5
Válvula de relevo (PSV) de resorte	4
SIS con SIL 1	2
SIS con SIL 2	3
SIS con SIL 3	4
Respuesta humana a una alarma de proceso (procedimiento simple y claro, más de 30 minutos para responder, poco estrés)	1.5
Respuesta humana con poco tiempo para responder (menos de 5 minutos) situaciones de alto estrés (situaciones complejas)	0.5

Estos valores típicos normalmente requerirán un ligero ajuste a la hora de ser utilizados en esta metodología, ya que existen varios factores en la práctica que reducen la efectividad de las protecciones existentes (7):



- **Diseño inadecuado:** Esto ocurre cuando en los sistemas de seguridad se subestiman los escenarios potenciales de riesgos (no se considera el peor caso), o bien, cuando se diseña la planta considerando sólo operabilidad y dejando a un lado los aspectos de seguridad por desconocimiento, falta de tiempo u otras causas.
- **La construcción no se realizó conforme al diseño establecido en la ingeniería básica:** Esto ocurre cuando se utilizan elementos y materiales de construcción de menor calidad, se sustituyen o eliminan sistemas de seguridad e instrumentación, etc.
- **Mantenimiento menor al adecuado:** No se da mantenimiento preventivo con la frecuencia adecuada, no hay programas de mantenimiento predictivo, no hay refaccionamiento adecuado, el personal no está adecuadamente capacitado en el mantenimiento de algún equipo (equipos de alta tecnología), errores al instalar un equipo después de darle mantenimiento, etc.
- **Inspección deficiente y falta de pruebas de los equipos de seguridad.**
- **Falta de capacitación para operación de sistemas de seguridad** (en especial cuando éstos incluyen componentes de alta tecnología)
- **Inhabilitación sistemática de las capas de seguridad por problemas operativos**
- **Cambios en los procesos:** (condiciones de operación, materias primas, especificaciones de los productos) fuera de los límites de flexibilidad de la planta, sin realizar los estudios pertinentes para asegurar una operación estable y segura.

### **Obtención de la efectividad total de las capas de protección**

Una vez identificadas las capas de protección independientes y evaluadas en cuanto a su efectividad se deberán sumar los valores  $S_{PFD}$  individuales para obtener la efectividad total de las protecciones ( $E_s$ ), donde  $E_s = \sum S_{PFD}$ .



**Paso 5: Determinar la frecuencia esperada del evento peligroso considerando las capas de protección independientes.**

El valor de la efectividad total de las protecciones ( $E_s$ ) es usado para calcular el valor de la frecuencia esperada del evento peligroso considerando las capas de protección independientes, a la cual se llamará frecuencia reducida ( $F_r$ )

$$F_r = F_i - E_s^{(6)}$$

**Paso 6: Determinar la necesidad de capas adicionales de protección y determinar el SIL requerido si un SIS es recomendado.**

Una vez obtenida la frecuencia reducida ( $F_r$ ) es necesaria compararla con la frecuencia umbral ( $F_t$ ) para el escenario seleccionado:

- Si  $F_r \leq F_t$ , entonces **las protecciones son suficientes** para el escenario de riesgo en cuestión (si  $F_r \ll F_t$ , entonces hay un sobre diseño de acuerdo a los criterios de aceptabilidad).
- Si  $F_r > F_t$ , entonces **las protecciones son insuficientes** para el escenario de riesgo en cuestión (la efectividad de las protecciones no alcanza para reducir la frecuencia del evento inicial hasta el valor de frecuencia máxima aceptable del escenario)

Cuando  $F_r > F_t$ , es necesario calcular la efectividad (reducción de frecuencia) requerida ( $S_{add}$ ) para determinar la estrategia de control de riesgos a implementar:

$$S_{add} = F_r - F_t^{(6)}$$

De acuerdo al valor de  $S_{add}$  se pueden tener 3 casos:



---

**Caso 1:  $S_{add} \leq 1$** 

En caso de que ya haya capas de protección aplicables al escenario (normalmente este es el caso), es prudente recomendar mejorar la efectividad de éstas capas (por ejemplo: los programas de mantenimiento más frecuentes y sistematizados pueden mejorar la confiabilidad de las protecciones ya existentes; la respuesta de los operadores puede ser razonablemente mejorada con capacitación y entrenamiento). En caso de no haber capas de protección aplicables al escenario, tratar de implementar alguna capa de protección que no sea un SIS.

**Caso 2:  $1.5 \leq S_{add} \leq 4$** 

Si es posible agregar capas no-SIS adicionales, entonces hay que sugerir las capas de protección posibles y mejorar la efectividad de las existentes, reevaluar el sistema para determinar si esto es suficiente. Si NO es posible agregar más capas no-SIS, entonces hay que proponer mejoras en las capas de protección existentes e instalar un SIS.

**Caso 3:  $S_{add} > 4$** 

El valor de  $S_{add}$  es muy elevado y una protección SIS no sería suficiente para mitigar el riesgo, por lo cual primero es recomendable evaluar el diseño de los equipos y/o del proceso para buscar soluciones de alta efectividad y segundo, implementar varias capas de protección SIS y no SIS hasta llevar el riesgo a niveles aceptables.

En caso de resultar conveniente el uso de un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS), el SIL requerido se determinará reevaluando el valor de después de considerar las otras alternativas no-SIS y utilizando la siguiente tabla:



Tabla 3.11. Valores de  $S_{add}$ .<sup>(4)</sup>

$S_{add}$	PFD correspondiente	SIL requerido
1.5 - 2	10-1 - 10-2	1
2.5 - 3	10-2 - 10-3	2
3.5 - 4	10-3 - 10-4	3

A continuación se describe la tabla utilizada en el estudio y se presentan los resultados que se obtuvieron al analizar las capas de protección de la planta de desintegración catalítica FCC aplicando la metodología descrita anteriormente; así como el SIL en cada escenario.



### 3.4. RESULTADOS DE LA DETERMINACIÓN DEL "SIL" EN LOS CASOS EN QUE SE RECOMIENDE LA IMPLEMENTACIÓN DE UN "SIS"

#### 3.4.1. DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA TABLA UTILIZADA EN EL ESTUDIO DEL SIL.

<b>ESTUDIO. Numeración correspondiente al estudio del SIL.</b>	
<b>Escenario.</b> Se obtiene del análisis HazOp (ver apéndice B)	
<b>Causa:</b>	Se obtiene del análisis HazOp (ver apéndice B)
<b>Efecto:</b>	Se obtiene del análisis HazOp en el que es la consecuencia más importante (ver apéndice B)

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Planta a la que se realizara el análisis SIL.
<b>NODO:</b> Se obtiene del análisis HazOp (ver apéndice B)	
<b>Circuito:</b>	Se obtiene del análisis HazOp (ver apéndice B)
<b>Producto:</b>	Se obtiene del análisis HazOp (ver apéndice B)
<b>Localizado en Diagrama(s):</b>	En esta sección se hace referencia al diagrama de tubería e instrumentación en donde se ubica el sistema a analizar.

<b>DESVIACION:</b>	Se obtiene del análisis HazOp (ver apéndice B)		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Se obtiene del análisis HazOp son todas las causas reportadas en el análisis (ver apéndice B).		
<b>Clase de Gravedad de Consecuencia:</b>	Con los datos reportados en el HazOp (apéndice B) ver criterios de la tabla 3.1	Ver criterios de la tabla 3.4	
<b>Frecuencia al Umbral (F<sub>i</sub>):</b>	Con la gravedad de las consecuencias ver tabla 3.3	Ver criterios de la tabla 3.3	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Es la causa en el HazOp (ver apéndice B).		
<b>Frecuencia del Evento inicial (F<sub>i</sub>):</b>	Se toman los valores de acuerdo a los criterios establecidos en la tabla 3.8	Ver criterios de la tabla 3.8.	
<b>CAPAS DE PROTECCION:</b>	Se toman las capas de protección reportadas en análisis HazOp pero solo las que cumplan con los criterios de capas de protección del método LOPA (ver figura 3.2)	<b>PFD</b>	<b>S<sub>P</sub>PDF</b>
		Se toman en consideración los valores de las tablas de PFD (ver apéndice A)	Se toman en consideración los valores de las tablas 3.10
<b>Efectividad de las Capas (E<sub>s</sub>): <math>\sum S_{PDF}</math></b>	Valor obtenido de la suma de los ordenes de magnitud de la		



	probabilidad de falla en demanda ( $S_{PDF}$ )		
Frecuencia Reducida ( $F_r$ ): $F_i - E_s$	Se obtiene al restar la frecuencia del evento inicial y la efectividad de las capas.		
Protecciones adicionales ( $S_{add}$ ): $F_r - F_t$	Es la resta de la frecuencia reducida y la frecuencia al umbral.		

**CONCLUSION:** Se toma los criterios descritos en los casos 1,2 y 3 (ver metodología)

ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	Son las recomendaciones que mitiguen el evento riesgoso algunas mencionadas en el hazOp.
---------------------------	--

<b>¿Se recomienda un SIS?</b>	Se obtiene de acuerdo al valor del $S_{add}$
Justificación de la recomendación:	En el caso de que se recomiende un SIS se propone un sistema instrumentado que necesite el escenario, si no es así se recomiendan mejorar las capas de protección existentes o se recomiendan capas de protección No-SIS.

<b>DETERMINACION DEL SIL</b>	De acuerdo al valor de $S_{add}$ se determina el SIL correspondiente (ver tabla 3.11)
Justificación:	Se hace una justificación por escrito del resultado obtenido en la determinación del SIL.



Estudios y resultados obtenidos al determinar el Nivel Integral de la Seguridad (SIL).

### 3.4.2. EVENTOS DE ALTO RIESGO (CLASIFICACIÓN B).

ESTUDIO # 1.	
Escenario 5.	
Causa:	Falla del transmisor mandando abrir la válvula LV-130.
Efecto:	Posible paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Planta catalítica FCC.
NODO: 1.Tanque acumulador de carga TH-130	
Circuito:	Carga a la planta
Producto:	Gasóleos
Localizado en Diagrama(s):	FCC-005

<b>DESVIACIÓN:</b>	Bajo nivel		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Cavitación y daños de las bombas BA-619 A/B, exceso de recirculación de gasóleos al tanque TV-6, posible paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con perdidas mínimas de producción	
Frecuencia al Umbral ( $F_i$ ):	5	Máximo aceptable, 1/300 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Falla del transmisor mandando abrir la válvula LV-130.		
Frecuencia del Evento inicial ( $F_i$ ):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1 año.)	
<b>CAPAS DE PROTECCIÓN:</b>	Alarma por bajo nivel LAL-130, registrador de flujo FR-134 en la línea de recirculación de gasóleos, bloqueo y directo de LAL-130.	PFD	$S_{PDF}$
		1.98E-2	2.0
Efectividad de las Capas ( $E_s$ ): $\sum S_{PDF}$	2.0		
Frecuencia Reducida ( $F_r$ ): $F_i - E_s$	8.0-2.0=6.0		
Protecciones adicionales ( $S_{add}$ ): $F_r - F_t$	6.0-5.0=1.0		



**CONCLUSIÓN:** El valor de  $S_{add}$  es ligeramente positivo, por lo que no se requiere una capa de protección adicional

<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Para mitigar la frecuencia del evento inicial es importante mejorar los dispositivos del sistema básico de control, por lo que se recomienda, cambiar tubería y cableado de señalización e instalar sellos en conduit en el trasmisor LT-130.
----------------------------------	---

<b>¿Se recomienda un SIS?</b>	No
<b>Justificación de la recomendación:</b>	Las capas de protección son suficiente, solamente se requiere mejorar la confiabilidad de estas, mejorando los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos,

<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	No aplica
<b>Justificación:</b>	No se requiere de un sistema instrumentado de seguridad y el valor de $S_{add}$ no esta dentro del rango para sugerirlo.



<b>ESTUDIO # 2.</b>	
<b>Escenario 79.</b>	
<b>Causa:</b>	Alta presión en el cabezal de combustóleo.
<b>Efecto:</b>	Posible paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Planta catalítica FCC
<b>NODO:</b> 5.Fraccionadora principal FV-7	
<b>Circuito:</b>	Fraccionamiento
<b>Producto:</b>	Gases de hidrocarburos
<b>Localizado en Diagrama(s):</b>	FCC-004

<b>DESVIACIÓN:</b>	Alto nivel.		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Posibles daños a los internos de la fraccionadora FV-7. Posible fugas por daño a los sellos por presionamiento en la descarga de las bombas FP-4 A/B. Ajuste de carga a la planta FCC. Incumplimiento del programa de producción. Posible paro de planta.		
<b>Clase de Gravedad de Consecuencia:</b>	Crítico	Varios equipos dañados con perdidas mínimas de producción	
<b>Frecuencia al Umbral (F<sub>t</sub>):</b>	5	Máximo aceptable, 1/300 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Alta presión en el cabezal de combustóleo.		
<b>Frecuencia del Evento inicial (F<sub>i</sub>):</b>	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Eventos observados entre 0.3 y 1 años).	
<b>CAPAS DE PROTECCIÓN:</b>		<b>PFD</b>	<b>S<sub>PDF</sub></b>
	Ninguna		0.0
<b>Efectividad de las Capas (E<sub>s</sub>):</b> $\sum S_{PDF}$	0.0		
<b>Frecuencia Reducida (F<sub>r</sub>):</b> $F_i - E_s$	8.0-0.0=8.0		
<b>Protecciones adicionales (S<sub>add</sub>):</b> $F_r - F_t$	8.0-5.0=3.0		



<b>CONCLUSIÓN:</b> El valor de $S_{add}$ es e positivo por lo que se requiere de capas de protección adicional.	
<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalación de VAAR (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2740) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2720) otra buena recomendación seria instalar un sistema de doble sello en las bombas.
<b>¿Se recomienda un SIS?</b>	Si
<b>Justificación de la recomendación:</b>	Sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC y este a su vez a la VAAR, sin embargo la respuesta del operador puede ser suficiente para activar la válvula de activación remota, puesto que únicamente se requiere una PFD mínima de 0.1 que es lo menos que se puede esperar de la respuesta humana.
<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	Aplica
<b>Justificación:</b>	$S_{ADD} = 3.0$ por lo cual $SIL=1$ , lo anterior se justifica debido a que



### 3.3.3. ESCENARIOS CON "INTERLOCKS" EXISTENTES.

ESTUDIO # 3.	
Escenario 45	
Causa:	Alta circulación de catalizador al riser (falla de TIC-59 en posición de abierto).
Efecto:	Alta temperatura en la cama de reacción. Alta producción de ligeros. Arrastre de finos a la fraccionadora FV-7. Alto nivel de catalizador en el separador. Posible incumplimiento del programa de producción.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Planta catalítica FCC
NODO: 3. Reactor -Separador FV-4	
Circuito:	Reacción
Producto:	Gasóleos
Localizado en Diagrama(s):	FCC-002

DESVIACIÓN:	Alto flujo.		
EVENTO RIESGOSO:	Alta temperatura en la cama de reacción. Alta producción de ligeros. Arrastre de finos a la fraccionadora FV-7. Alto nivel de catalizador en el separador. Posible incumplimiento del programa de producción.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Mayor	Daños mayores a una o varias áreas de proceso, con algo de pérdida de producción.	
Frecuencia al Umbral (F <sub>i</sub> ):	4	Máxima aceptable, 1/3000 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Alta circulación de catalizador al riser (falla de TIC-59 en posición de abierto).		
Frecuencia del Evento inicial (F <sub>i</sub> ):	7	Evento poco frecuente pero con gran probabilidad de ocurrir durante la vida útil de la planta. Evento observado entre 3 y 10 años.	
CAPAS DE PROTECCIÓN:		PFD	S <sub>PDF</sub>
	ninguna		0.0
Efectividad de las Capas (E <sub>s</sub> ): $\sum S_{PDF}$	0.0		
Frecuencia Reducida (F <sub>r</sub> ): F <sub>i</sub> - E <sub>s</sub>	7.0-0.0=7.0		
Protecciones adicionales (S <sub>add</sub> ): F <sub>r</sub> - F <sub>t</sub>	7.0-4.0=3.0		



**CONCLUSIÓN:** El valor de  $S_{ADD}$  es positivo por lo que se requiere de capas de protección.

<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalar un sistema de protección del Reactor-Agotador FV-4 que actúe accionando la válvula TV-59 en caso de baja presión diferencial, difundir el procedimiento de manejo de válvulas deslizantes en campo al personal operativo.
----------------------------------	--

<b>¿SE RECOMIENDA UN SIS?</b>	Si (ya existe "interlock")
<b>Justificación de la recomendación:</b>	Se requiere de un sistema instrumentado de seguridad que actúe de manera rápida y evite la propagación del evento no deseado.

<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	Aplica.
<b>Justificación:</b>	Aplica un SIL, puesto que se requiere de un SIS, y para el $S_{ADD} = 3.0$ le corresponde un SIL=1. Lo anterior se justifica con el "interlock" que ya está instalado, lo cual reduce el valor del $S_{ADD}$ a 2.0.



<b>ESTUDIO # 4.</b>	
<b>Escenario 47</b>	
<b>Causa:</b>	Alto flujo de catalizador agotado (falla de LRC-44 en posición de abierto).
<b>Efecto:</b>	Posible paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Planta catalítica FCC
<b>NODO:</b> 3. Reactor -Separador FV-4	
<b>Circuito:</b>	Reacción
<b>Producto:</b>	Gasóleos
<b>Localizado en Diagrama(s):</b>	FCC-002

<b>DESVIACIÓN:</b>	Alto flujo.		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Bajo nivel de catalizador en el separador. Posible inversión de flujo del regenerador al reactor-separador. Posibles altas temperaturas en FV-10. Baja presión diferencial en DRPC-45. Baja conversión a gasolina. Posibles paro de planta.		
<b>Clase de Gravedad de Consecuencia:</b>	Critico	Varios equipos dañados con perdidas mínimas en la producción.	
<b>Frecuencia al Umbral (F<sub>i</sub>):</b>	5.0	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Alto flujo de catalizador agotado (falla de LRC-44 en posición de abierto)		
<b>Frecuencia del Evento inicial (F<sub>i</sub>):</b>	7.0	Evento poco frecuente pero con gran probabilidad de ocurrir durante la vida útil de la planta. Evento observado entre 3 y 10 años.	
<b>CAPAS DE PROTECCIÓN:</b>		<b>PFD</b>	<b>S<sub>PDF</sub></b>
	ninguna		0.0
<b>Efectividad de las Capas (E<sub>s</sub>):</b> $\sum S_{PDF}$	0.0		
<b>Frecuencia Reducida (F<sub>r</sub>):</b> $F_i - E_s$	7.0-0.0=7.0		
<b>Protecciones adicionales (S<sub>add</sub>):</b> $F_r - F_i$	7.0-5.0=2.0		



**CONCLUSIÓN:** El valor de  $S_{add}$  es positivo por lo que se requiere de capas de protección.

<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalar un sistema de protección del Reactor-Agotador FV-4 que actúe accionando la válvula LV-44 en caso de baja presión diferencial, difundir el procedimiento de manejo de válvulas deslizantes en campo al personal operativo y habilitar válvulas motorizadas de carga y by pass de reactor.
----------------------------------	---

<b>¿SE RECOMIENDA UN SIS?</b>	Si (ya existe "interlock")
-------------------------------	----------------------------

<b>Justificación de la recomendación:</b>	Se requiere de un sistema instrumentado de seguridad que actúe de manera rápida y evite la propagación del evento no deseado.
---	---

<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	Aplica.
------------------------------	---------

<b>Justificación:</b>	Aplica un SIL, puesto que se requiere de un SIS (ya existe), y al existir el "interlock" disminuye el valor del $S_{add}$ por lo que corresponde a un SIL=1,
-----------------------	--



### 3.4.4. SISTEMAS CON DETECTORES DE FUEGO Y VÁLVULAS DE AISLAMIENTO DE ACTIVACIÓN REMOTA (VAAR).

<b>ESTUDIO # 5.</b>	
Escenario s/n.	
Causa:	Fugas en los sellos y/o bridas de las bombas PF-3 A/B/C.
Efecto:	Incendio y paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Planta catalítica FCC
NODO: 5. Fraccionadora principal FV-7	
Circuito:	Fraccionadora
Producto:	Gases de hidrocarburos
Localizado en Diagrama(s):	FCC-004

<b>DESVIACIÓN:</b>	Fugas en las bridas o sellos de las bombas FP-3 A/B/C		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Incendio, daños a equipos adyacentes en el lugar donde se presenta la fuga, incumplimiento al programa de producción, paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Mayor	Daños mayores a una o varias áreas de proceso con algo de perdidas en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F <sub>i</sub> ):	4	Máxima aceptable, 1/3000 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.		
Frecuencia del Evento inicial (F <sub>i</sub> ):	6.0	Posible (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años.	
<b>CAPAS DE PROTECCIÓN:</b>		PFD	S <sub>PFD</sub>
	Ninguna		0.0
Efectividad de las Capas (E <sub>s</sub> ): $\sum S_{PFD}$	0.0		
Frecuencia Reducida (F <sub>r</sub> ): F <sub>i</sub> - E <sub>s</sub>	6.0-0=6.0		
Protecciones adicionales (S <sub>add</sub> ): F <sub>r</sub> - F <sub>t</sub>	6.0-4.0=2.0		



<b>CONCLUSIÓN:</b> El valor de $S_{ADD}$ es e positivo por lo que se requiere de capas de protección adicional.	
<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalación de VAAR (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2740) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-2720), otra buena recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas.

<b>¿Se recomienda un SIS?</b>	Si
<b>Justificación de la recomendación:</b>	Sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC y este a su vez a la VAAR, sin embargo la respuesta del operador puede ser suficiente para activar la válvula de activación remota, puesto que únicamente se requiere una PFD mínima de 0.1 que es lo menos que se puede esperar de la respuesta humana.

<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	Aplica
<b>Justificación:</b>	$S_{ADD} = 2.0$ por lo cual $SIL=1$



<b>ESTUDIO # 6.</b>	
<b>Escenario s/n.</b>	
<b>Causa:</b>	Fugas en los sellos y/o bridas de las bombas FP-9 y FP-10 A/B/C.
<b>Efecto:</b>	Incendio y paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Planta catalítica FCC
<b>NODO:6.Acumulador FV-10</b>	
<b>Circuito:</b>	Recuperación de vapores
<b>Producto:</b>	Gases de hidrocarburos
<b>Localizado en Diagrama(s):</b>	FCC-006

<b>DESVIACIÓN:</b>	Fugas en las bridas o sellos de las bombas FP-10 A /B/C y FP-9.		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Incendio, daños a equipos adyacentes en el lugar donde se presenta la fuga, incumplimiento al programa de producción,		
<b>Clase de Gravedad de Consecuencia:</b>	Mayor	Daños mayores a una o varias áreas de proceso con algo de perdidas en la producción.	
<b>Frecuencia al Umbral (F<sub>i</sub>):</b>	4	Máxima aceptable, 1/3000 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.		
<b>Frecuencia del Evento inicial (F<sub>i</sub>):</b>	6.0	Posible (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años.	
<b>CAPAS DE PROTECCIÓN:</b>		<b>PFD</b>	<b>S<sub>PDF</sub></b>
	Ninguna		0.0
<b>Efectividad de las Capas (E<sub>s</sub>): <math>\sum S_{PDF}</math></b>	0.0		
<b>Frecuencia Reducida (F<sub>r</sub>): F<sub>i</sub> - E<sub>s</sub></b>	6.0-0=6.0		
<b>Protecciones adicionales (S<sub>add</sub>): F<sub>r</sub> - F<sub>i</sub></b>	6.0-4=2.0		



<b>CONCLUSIÓN:</b> El valor de $S_{ADD}$ es e positivo por lo que se requiere de capas de protección adicional.	
<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalación de VAAR (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2740) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2720) otra buena recomendación seria instalar un sistema de doble sello en las bombas FP-9 y FP-10 A/B/C.
<b>¿Se recomienda un SIS?</b>	Si
<b>Justificación de la recomendación:</b>	Sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC y este a su vez a la VAAR, sin embargo la respuesta del operador puede ser suficiente para activar la válvula de activación remota, puesto que únicamente se requiere una PFD mínima de 0.1 que es lo menos que se puede esperar de la respuesta humana.
<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	Aplica
<b>Justificación:</b>	$S_{ADD} = 2.0$ por lo cual $SIL=1$



<b>ESTUDIO # 7:</b>	
<b>Escenario s/n.</b>	
Causa:	Fugas en los sellos y/o bridas de las bombas GP-2 A/B.
Efecto:	Incendio y paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Catalítica Área 4
<b>NODO:</b> Acumulador GV-1	
Circuito:	Recuperación de vapores
Producto:	Gases de hidrocarburos
Localizado en Diagrama(s):	FCC-007.

<b>DESVIACIÓN:</b>	Fuga en bridas o sellos de las bombas GP-2 A/B		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Incendio, paro de planta, daños a equipos adyacentes en el lugar en donde se presenta la fuga, incumplimiento del programa de producción..		
Clase de Gravedad de las Consecuencias:	Mayor	Posibilidad de uno o mas heridos graves, daño mayor a una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 1 millón de dólares o algo de perdida de producción.	
Frecuencia al Umbral (F <sub>t</sub> ):	4	Máxima aceptable, 1/3000 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Fuga en bridas o sellos de las bombas GP-2 A/B		
Frecuencia del Evento inicial (F <sub>i</sub> ):	6.0	Se espera que ocurra no mas de una vez en la vida de la planta (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años. <i>Posible</i>	
<b>CAPAS DE PROTECCIÓN:</b>		<b>PFD</b>	<b>S<sub>PDF</sub></b>
	Ninguna		0.0
Efectividad de las Capas (E <sub>s</sub> ): $\sum S_{PDF}$	0		
Frecuencia Reducida (F <sub>r</sub> ): F <sub>i</sub> - E <sub>s</sub>	6.0-0.0 = 6.0		
Protecciones adicionales (S <sub>add</sub> ): F <sub>r</sub> - F <sub>t</sub>	6.0-4.0 = 2.0		



<b>CONCLUSIÓN:</b>	
El valor de $S_{add}$ demuestra que las capas de protección no son suficientes en el sistema. Se requiere de protecciones adicionales	
<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalación de VAAR activada por un sistema de detección y alarma para fuego, instalada de acuerdo a las normas aplicables DG-GPASI-SI-2740 cercana a la fuente de liberación. Otra recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas GP-2 A/B.
<b>¿SE RECOMIENDA UN SIS?</b>	SI
Justificación de la recomendación:	Sistema detector de fuego conectado a un PLC y este a su vez a la VAAR, disparo de las bombas y a un sistema automático de extinción de fuego.
<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	SIL =1
Justificación:	El $S_{add} = 2$ por lo cual SIL = 1.



<b>ESTUDIO # 8.</b>	
<b>Escenario s/n.</b>	
<b>Causa:</b>	Fugas en los sellos y/o bridas de las bombas GP-5 A/B.
<b>Efecto:</b>	Incendio y paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Catalítica Área 4
<b>NODO:</b> Acumulador GV-6	
<b>Circuito:</b>	Circuito de carga
<b>Producto:</b>	Nafta ligera rica
<b>Localizado en Diagrama(s):</b>	FCC-010.

<b>DESVIACIÓN:</b>	Fuga en bridas o sellos de las bombas GP-5 A/B		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Incendio, paro de planta, daños a equipos adyacentes en el lugar en donde se presenta la fuga, incumplimiento del programa de producción..		
<b>Clase de Gravedad de las Consecuencias:</b>	Mayor	Posibilidad de uno o mas heridos graves, daño mayor a una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 1 millón de dólares o algo de perdida de producción.	
<b>Frecuencia al Umbral (F<sub>i</sub>):</b>	4	Evento esperado entre 0.0001 a 0.0003 ó 1/3000 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Fuga en bridas o sellos de las bombas GP-5 A/B		
<b>Frecuencia del Evento inicial (F<sub>i</sub>):</b>	6.0	Se espera que ocurra no mas de una vez en la vida de la planta (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años. <i>Posible</i>	
<b>CAPAS DE PROTECCIÓN:</b>		<b>PFD</b>	<b>S<sub>PDF</sub></b>
	Ninguna		0
<b>Efectividad de las Capas (E<sub>s</sub>): <math>\sum S_{PDF}</math></b>	0		
<b>Frecuencia Reducida (F<sub>r</sub>): F<sub>i</sub> - E<sub>s</sub></b>	6.0-0 = 6.0		
<b>Protecciones adicionales (S<sub>add</sub>): F<sub>r</sub> - F<sub>t</sub></b>	6.0-4.0 = 2.0		



<b>CONCLUSIÓN:</b>	
El valor de $S_{add}$ demuestra que las capas de protección no son suficientes en el sistema. Se requiere de protecciones adicionales	
<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalación de VAAR activada por un sistema de detección y alarma para fuego, instalada de acuerdo a las normas aplicables DG-GPASI-SI-2740 cercana a la fuente de liberación. Otra recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas GP-5 A/B.
<b>¿SE RECOMIENDA UN SIS?</b>	SI
Justificación de la recomendación:	Sistema detector de fuego conectado a un PLC y este a su vez a la VAAR, disparo de las bombas y a un sistema automático de extinción de fuego.
<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	SIL =1
Justificación:	El $S_{add} = 2$ por lo cual SIL = 1.



<b>ESTUDIO # 9.</b>	
Escenario s/n.	
Causa:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.
Efecto:	Incendio y paro de planta.

<b>NOMBRE DE LA PLANTA:</b>	Catalítica Área 4
NODO: Acumulador GV-9.	
Circuito:	Circuito de carga
Producto:	Nafta ligera rica
Localizado en Diagrama(s):	FCC-010.

<b>DESVIACIÓN:</b>	Fuga en bridas o sellos de las bombas GP-8		
<b>EVENTO RIESGOSO:</b>	Incendio, paro de planta, daños a equipos adyacentes en el lugar en donde se presenta la fuga, incumplimiento del programa de producción..		
Clase de Gravedad de las Consecuencias:	Mayor	Posibilidad de uno o mas heridos graves, daño mayor a una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 1 millón de dólares o algo de perdida de producción.	
Frecuencia al Umbral (F <sub>t</sub> ):	4	Evento esperado entre 0.0001 a 0.0003 ó 1/3000 eventos por año.	
<b>EVENTO INICIAL:</b>	Fuga en bridas o sellos de las bombas GP-5 A/B		
Frecuencia del Evento inicial (F <sub>i</sub> ):	6.0	Se espera que ocurra no mas de una vez en la vida de la planta (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años. <i>Posible</i>	
CAPAS DE PROTECCIÓN:		PFD	S <sub>PDF</sub>
	Ninguna		0
Efectividad de las Capas (E <sub>s</sub> ): $\sum S_{PDF}$	0		
Frecuencia Reducida (F <sub>r</sub> ): F <sub>i</sub> - E <sub>s</sub>	6.0-0 = 6.0		
Protecciones adicionales (S <sub>add</sub> ): F <sub>r</sub> - F <sub>t</sub>	6.0-4.0 = 2.0		



<b>CONCLUSIÓN:</b>	
El valor de $S_{add}$ demuestra que las capas de protección no son suficientes en el sistema. Se requiere de protecciones adicionales	
<b>ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:</b>	Instalación de VAAR activada por un sistema de detección y alarma para fuego, instalada de acuerdo a las normas aplicables DG-GPASI-SI-2740 cercana a la fuente de liberación. Otra recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas GP-8.
<b>¿SE RECOMIENDA UN SIS?</b>	SI
<b>Justificación de la recomendación:</b>	Sistema detector de fuego conectado a un PLC y este a su vez a la VAAR, disparo de las bombas y a un sistema automático de extinción de fuego.
<b>DETERMINACIÓN DEL SIL</b>	SIL =1
<b>Justificación:</b>	El $S_{add} = 2$ por lo cual SIL = 1.



### **3.5. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA DETERMINACIÓN DEL “SIL” EN LOS CASOS EN QUE SE RECOMIENDE LA IMPLEMENTACIÓN DE UN “SIS”**

De acuerdo al análisis que se llevo a cabo en el presente trabajo a la planta de desintegración catalítica FCC, se obtuvieron resultados que se mostraron en las tablas anteriores. Los escenarios analizados en este trabajo se tomaron considerando su nivel de riesgo y el impacto que tiene en el proceso.

#### **EVENTOS DE ALTO RIESGO (CLASIFICACIÓN B).**

##### **ESTUDIO # 1. Escenario 5.**

En el primer escenario, se analizo al tanque acumulador de carga TH-130, los resultados del análisis indica que no necesita de capas de protección adicionales y no es recomendable un SIS, por lo tanto el SIL no aplica en este escenario lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial solo se necesita mejorar los dispositivos del sistema básico de control, por lo que solo se recomiendan capas de protección no-SIS como cambiar tubería y cableado de señalización e instalar sellos en conduit en el trasmisor LT-130.

##### **ESTUDIO # 2. Escenario 79.**

El segundo escenario se presentó en la fraccionadora principal FV-7, los resultados del análisis muestran que necesita de capas de protección adicionales y es recomendable un SIS, por lo tanto el SIL = 1 y aplica en este escenario, lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial se necesita instalar una Válvula de Aislamiento de Activación Remota (VAAR) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC, así como instalar un sistema de doble sello en las bombas.



---

## ESCENARIOS CON INTERLOCKS EXISTENTES.

El análisis de esta parte se llevo a cabo considerando la inexistencia del "interlock" para justificar la necesidad del SIS.

### ESTUDIO # 3. Escenario 45.

El tercer escenario se refiere al reactor -separador FV-4 que es un equipo critico dentro de la planta, los resultados del análisis muestran que requiere de capas de protección adicionales y si se recomienda un SIS ("interlock"), por lo tanto el SIL = 1, lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial se necesita instalar un sistema de protección del reactor -separador FV-4 que actúe accionando la válvula TV-59 al presentarse una baja presión diferencial.

### ESTUDIO # 4. Escenario 47.

El cuarto escenario se refiere también al reactor -separador FV-4, de acuerdo a los resultados del análisis requiere de capas de protección adicionales y si se recomienda un SIS ("interlock"), por lo tanto el SIL = 1, lo cual se justifica con la instalación de un sistema de protección del reactor -separador FV-4 que actúe de manera rápida accionando la válvula LV-44 en caso de baja presión diferencial.



---

## SISTEMAS CON DETECTORES DE FUEGO Y VÁLVULAS DE AISLAMIENTO DE ACTIVACIÓN REMOTA (VAAR).

Estos escenarios se generaron debido a que no existen los escenarios en el HazOp como tal, considerando fugas en los sellos de las bombas, incendio y paro de planta.

### **ESTUDIO # 5. Escenario s/n.**

El quinto escenario se presentó en el fondo de la fraccionadora principal FV-7 y las bombas FP-3 A/B/C, las cuales son parte de los equipos críticos de la planta, los resultados del análisis muestran que necesita de capas de protección adicionales y es recomendable un SIS, por lo tanto el SIL = 1 y aplica en este escenario, lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial se necesita instalar una Válvula de Aislamiento de Activación Remota (VAAR) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC, así como instalar un sistema de doble sello en las bombas.

### **ESTUDIO # 6. Escenario s/n.**

El sexto escenario se presentó en el fondo del acumulador FV-10, bombas FP-9 y parte de los equipos críticos de la planta bombas FP-10 A/B/C, los resultados del análisis muestran que necesita de capas de protección adicionales y es recomendable un SIS, por lo tanto el SIL = 1 y aplica en este escenario, lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial se necesita instalar una Válvula de Aislamiento de Activación Remota (VAAR) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC, así como instalar un sistema de doble sello en las bombas.



---

#### **ESTUDIO # 7. Escenario s/n.**

El séptimo escenario se presentó en el fondo del acumulador GV-1 y bombas GP-2 A/B que son parte de los equipos críticos de la planta, los resultados del análisis muestran que necesita de capas de protección adicionales y es recomendable un SIS, por lo tanto el SIL = 1 y aplica en este escenario, lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial se necesita instalar una Válvula de Aislamiento de Activación Remota (VAAR) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC, así como instalar un sistema de doble sello en las bombas.

#### **ESTUDIO # 8. Escenario s/n.**

El noveno escenario se presentó en el fondo del acumulador GV-6 y bombas GP-5 A/B que son parte de los equipos críticos de la planta, los resultados del análisis muestran que necesita de capas de protección adicionales y es recomendable un SIS, por lo tanto el SIL = 1 y aplica en este escenario, lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial se necesita instalar una Válvula de Aislamiento de Activación Remota (VAAR) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC, así como instalar un sistema de doble sello en las bombas.

#### **ESTUDIO # 9. Escenario s/n.**

El décimo escenario se presentó en el fondo del acumulador GV-9 y bombas GP-8 que son parte de los equipos críticos de la planta, los resultados del análisis muestran que necesita de capas de protección adicionales y es recomendable un SIS, por lo tanto el SIL = 1 y aplica en este escenario, lo anterior se justifica debido a que para mitigar la frecuencia del evento inicial se necesita instalar una Válvula de Aislamiento de Activación Remota (VAAR) activada por un sistema de detección y alarma para explosividad, conectada a un PLC, así como instalar un sistema de doble sello en las bombas.

---



***CAPÍTULO 4***



---

## CAPÍTULO 4

### CONCLUSIONES Y/O RECOMENDACIONES

#### 4.1. CONCLUSIONES

La metodología presentada en este trabajo proporciona una herramienta más sencilla que otras técnicas como árbol de fallas y método Markov para evaluar el SIL de un SIS en las plantas de proceso, teniéndose un resultado confiable en el estudio de cada escenario crítico de riesgo analizado (aportados previamente por los análisis HazOp) que se presenta dentro de la planta; la metodología utilizada en este trabajo permite identificar más fácil las capas de protección con las que cuenta la planta, evaluar y calcular la eficiencia de las capas de protección, y establecer los criterios para decidir si se requieren o no capas de protección adicional, no-SIS ó bien, SIS; en el caso de no requerir capas de protección adicionales , el escenario se puede mejorar modificando la instrumentación, el diseño del proceso, o simplemente dando mantenimiento a los instrumentos de medición . Esto permite tener argumentos, para saber en que parte específica es necesario instalar un SIS, dicha instalación va a permitir reducir la incidencia de accidentes con lo cual se evita la intervención humana, con lo que se complementa los procedimientos de seguridad. De acuerdo a lo anterior se tiene que se cumplieron satisfactoriamente los objetivos planteados en este trabajo.



---

## 4.2. RECOMENDACIONES

Las siguientes recomendaciones son generales de acuerdo al resultado de los estudios realizados en este trabajo a la planta FCC.

### 4.2.1. INSTALACIÓN DE VALVULAS DE AISLAMIENTO DE ACTIVACIÓN REMOTA (VAAR)

De acuerdo a la norma DG-GPASI-SI-2740, por lo general, estas válvulas se instalan sobre tuberías localizadas en lugares donde no es posible operarlas rápidamente o en áreas en donde no es conveniente la exposición de personal, debido a la naturaleza de los riesgos existentes.

Para la instalación de estas válvulas, deben considerarse permisivos operacionales que eviten dejar equipos críticos sin flujo o sin carga, los cuales puedan originar un problema mayor.

Para la instalación de estas válvulas, es requisito indispensable llevar a cabo un análisis de riesgos operacional.

Las válvulas de aislamiento deben instalarse en lugares en donde pueden ocurrir fugas a partir de depósitos de grandes inventarios de productos peligrosos confinados, normalmente con volúmenes mayores a 10 m<sup>3</sup>, o con cantidades menores cuando las características del riesgo las justifiquen.



Las VAAR, si se instalan en el lugar apropiado y con las especificaciones adecuadas de acuerdo al tipo de producto que manejan, deben disminuir las posibilidades de ocurrencia de un incendio, explosión o de intoxicación del personal.

Como ejemplo de instalaciones y/o equipos en los cuales es recomendable la instalación de VAAR, están aquellos en donde se tienen contenidos grandes inventarios de hidrocarburos, tales como columnas de destilación, rehervidores, acumuladores, tambores de reflujo y otros equipos asociados; instalaciones que operan con productos que se encuentran cerca de su temperatura de inflamación o autoignición, o equipos o recipientes que contienen productos altamente tóxicos o inflamables, tales como tanques de almacenamiento a presión, etc.

Las VAAR deben instalarse fuera de las zonas de riesgo; si esto no es posible, deberán estar protegidas contra la afectación por fuego, incluyendo sus actuadores, fuentes de energía, cableado, etc.

En todos los casos, para la instalación de las válvulas de aislamiento de activación remota debe cumplirse con lo siguiente:

- Deben colocarse tan cerca como sea posible del recipiente contenedor, pero nunca a una distancia mayor de 9 metros de su envolvente.
- La tubería localizada entre la boquilla del recipiente y la válvula de aislamiento, debe ser de una cédula mayor que para los requerimientos de servicio, y tener cuando menos la misma tolerancia de margen de corrosión que la del recipiente.



---

#### 4.2.2. INSTALACIÓN DE SISTEMAS DE DETECCIÓN Y ALARMA PARA EXPLOSIVIDAD

De acuerdo a la norma DG-GPASI-SI-2720, la instalación de sistemas de detección y alarma debe estar precedida por acciones sistemáticas para el control de riesgos en las instalaciones y operaciones, durante las fases siguientes:

- En el diseño (prevención)
- En la construcción (prevención)
- En la operación y el mantenimiento (prevención)
- En la preparación para responder a emergencias
- En este último grupo de acciones se encuentran las destinadas a la instalación de sistemas de detección y alarma.

Los sistemas referidos constituyen una protección de instalaciones y personal. Su desempeño debe estar ligado invariablemente al plan de emergencias del centro de trabajo.

La misión de dichos sistemas es el monitoreo continuo para reconocer, localizar y anunciar (a quienes iniciarán las acciones de respuesta previstas) condiciones de emergencia en el menor tiempo posible.

Las principales variables que determinan el tipo de sistema adecuado son:

- Relativas al área a proteger.
- Tipo de riesgo a detectar: fuego, atmósferas con productos inflamables o atmósferas con productos tóxicos.



- Condiciones físicas: espacios confinados o espacios libremente ventilados, densidad de los contaminantes, otros medios de supervisión y control, etc.
- Fenómenos perturbadores: polvos, humos, trabajos de corte o soldadura, velocidad del viento, etc.

Relativas al sistema:

- Características: principios de operación, sensibilidad, cobertura, compatibilidad, etc.
- Requerimientos: instalación, calibración, prueba, mantenimiento, etc.

Durante la vida de los sistemas de detección y alarma debe contarse con la documentación y registros relativos a su selección, instalación, calibración, prueba, operación, mantenimiento y, en su caso, desactivación o desmantelamiento. Esta información debe estar accesible al personal involucrado en las mencionadas etapas con propósitos de referencia, evaluación y planificación.

Deben contar con sistemas automáticos para detección y alarma las instalaciones destinadas a realizar operaciones con:

- Gases licuados del petróleo,
- Productos petroquímicos manejados como gases licuados,
- Ácido fluorhídrico

Debe realizarse un análisis para evaluar, de manera particular, los riesgos que justifiquen la necesidad de una protección con sistemas de detección y alarma.



---

La selección del tipo de sensores depende de las condiciones particulares de la instalación y operación.

#### **4.2.3 RECOMENDACIONES GENERALES**

Las siguientes recomendaciones se refieren al resultado de los estudios realizados en la determinación del SIL objetivo.

#### **PROPUESTA DE CONFIGURACION SIL1.**

##### **Configuración A.**

RECIPIENTE-BOMBAS: Se requiere la instalación de interruptores conectados al PLC de la VAAR, que manden disparar a los motores de las bombas. Pero, si las bombas son activadas por turbinas, entonces, se requiere la instalación de válvulas solenoides, conectadas al PLC de la VAAR, que activen a las válvulas de corte rápido, que se propone sean instaladas a la entrada de la línea de vapor de las turbinas. Mostrado en Figura 4.1.

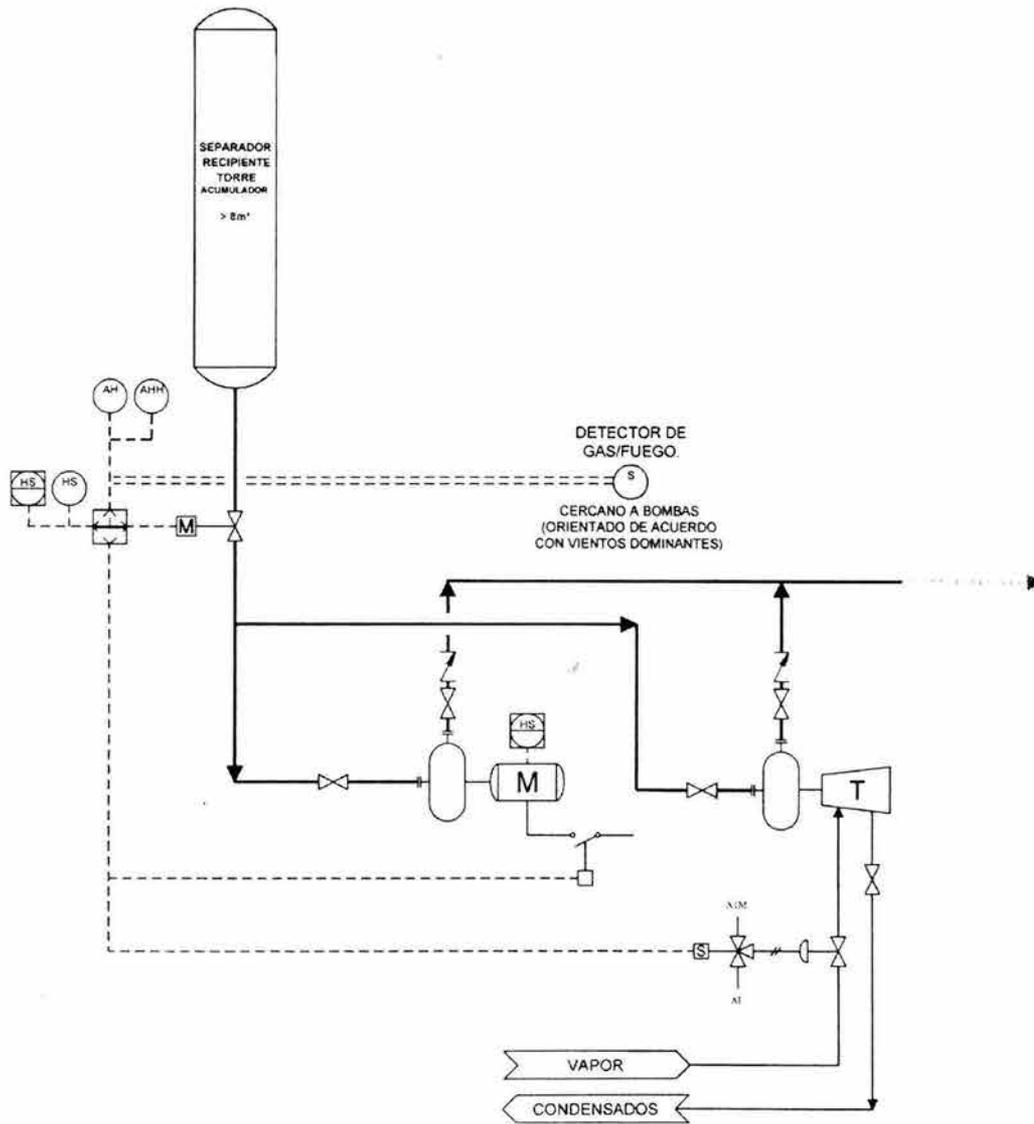


Figura 4.1. Configuración A SIL1.(26)



---

## Configuración B.

RECIPIENTE-BOMBAS-COMPRESOR: Se requiere la instalación de interruptores conectados al PLC de la VAAR, que manden disparar a los motores de las bombas. Pero, si las bombas son activadas por turbinas, entonces, se requiere la instalación de válvulas solenoides, conectadas al PLC de la VAAR, que activen a las válvulas de corte rápido, que se propone sean instaladas a la entrada de la línea de vapor de las turbinas. Y al mismo tiempo, el PLC, mande bloquear la válvula solenoide a la entrada de la línea de vapor de la turbina, conectada al PLC de la VAAR, la cuál activa a la válvula de corte rápido, con el propósito de disparar el compresor. Mostrado en Figura 4.2.

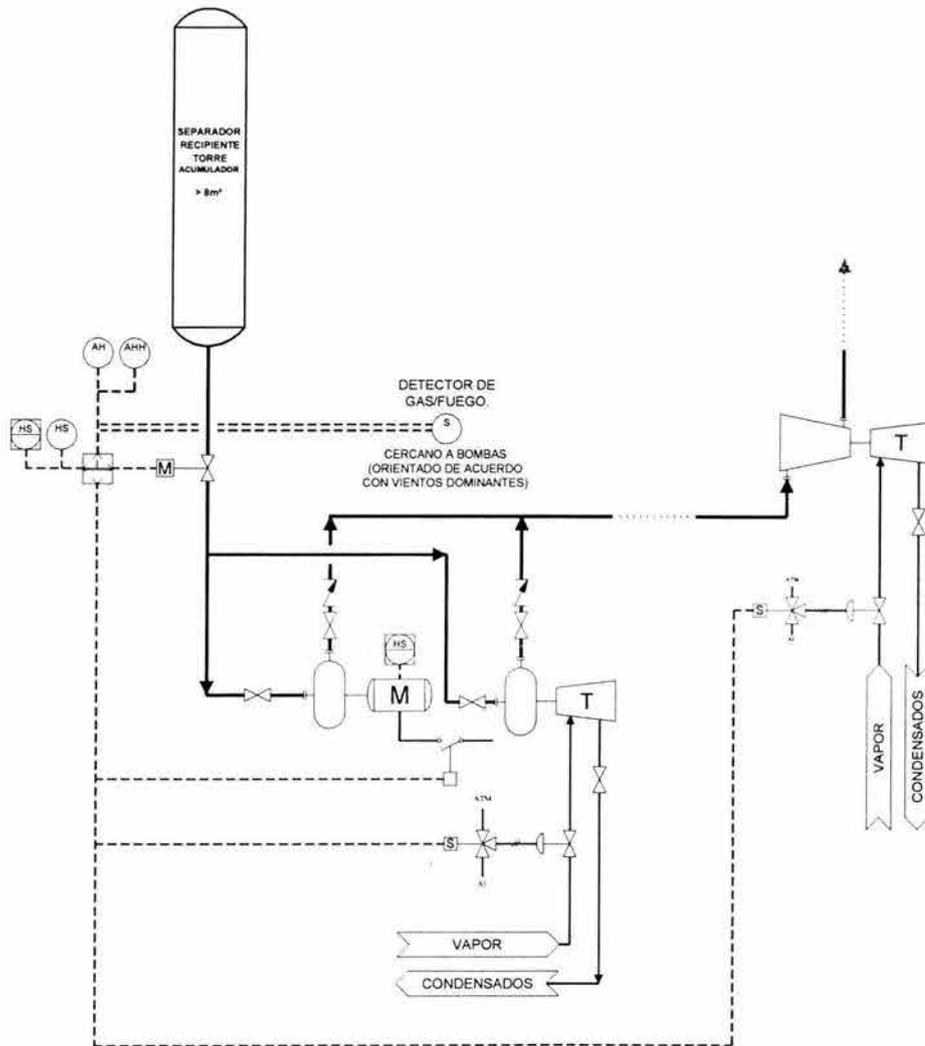


Figura 4.2. Configuración B SIL1. (26)

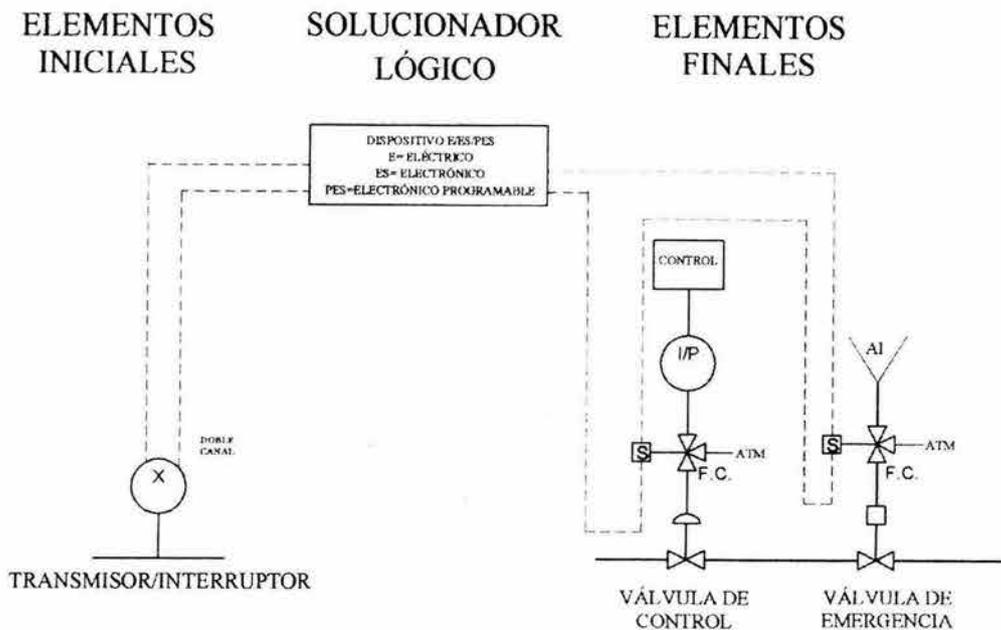


En general se recomienda la instalación de un SIS de SIL1, en:

Tabla 4.1. Lineamientos para instalación del SIS de SIL1. <sup>(26)</sup>

RECIPIENTE	LÍNEA (donde se localiza la VAAR)	BOMBAS	COMPRESOR	ARQUITECTUR A GENÉRICA
Fraccionadora principal (FV-7)	12"-P-12-B7G- (INS)	FP-3 A/B/C	-	SIL1, configuración A
Acumulador ( FV-10)	10"-P-66-A2A	FP-9 FP-10 A/B/C	-	SIL1, configuración A
Acumulador ( GV-1)	10"-P-72-B2A	GP-2 A/B	GC-1	SIL1, configuración B
Acumulador ( GV-6)	10"-P-102-A2A	GP-5 A/B	-	SIL1, configuración A
Acumulador ( GV-9)	6"-P-120-B2A	GP-8	-	SIL1, configuración A

A continuación se ilustran las propuestas de arquitecturas para el SIL.



**Figura 4.3. Propuesta de Arquitectura Genérica para una Configuración SIL1.** <sup>(14)</sup>

**Tabla 4.2. PFD's para la Configuración SIL1.**

ELEMENTO FINAL	ELEMENTO INICIAL	E/ES	PES
		PFD	PFD
Válvula ESS (Sistema de Paro de Emergencia) y Válvula de Control.	Interruptor de Nivel	$1.02 \times 10^{-2}$	$1.02 \times 10^{-2}$
	Interruptor de Temperatura	$3.03 \times 10^{-2}$	$3.03 \times 10^{-2}$
	Interruptor de Presión	$2.82 \times 10^{-2}$	$2.82 \times 10^{-2}$
	Interruptor de Flujo	$1.82 \times 10^{-2}$	$1.82 \times 10^{-2}$
	Transmisor de Flujo	$2.41 \times 10^{-2}$	$2.37 \times 10^{-2}$

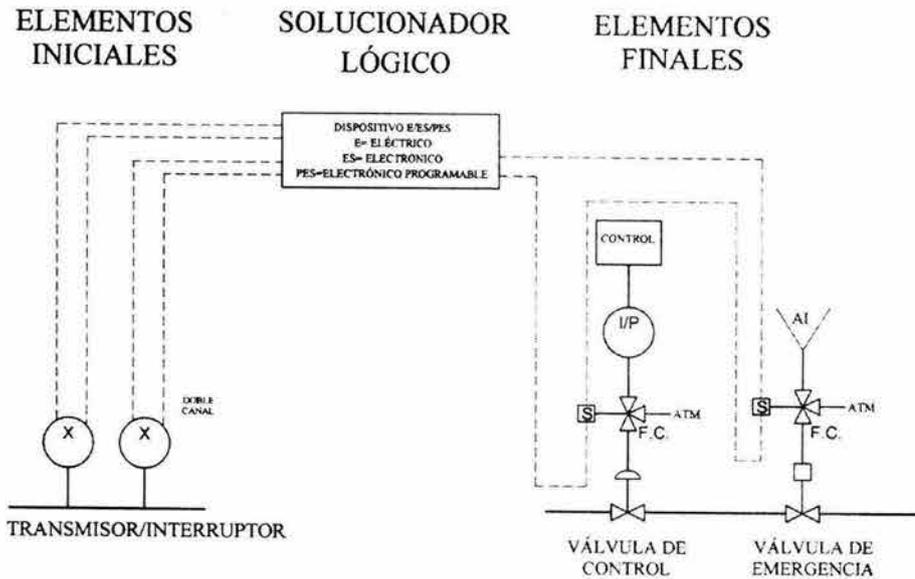
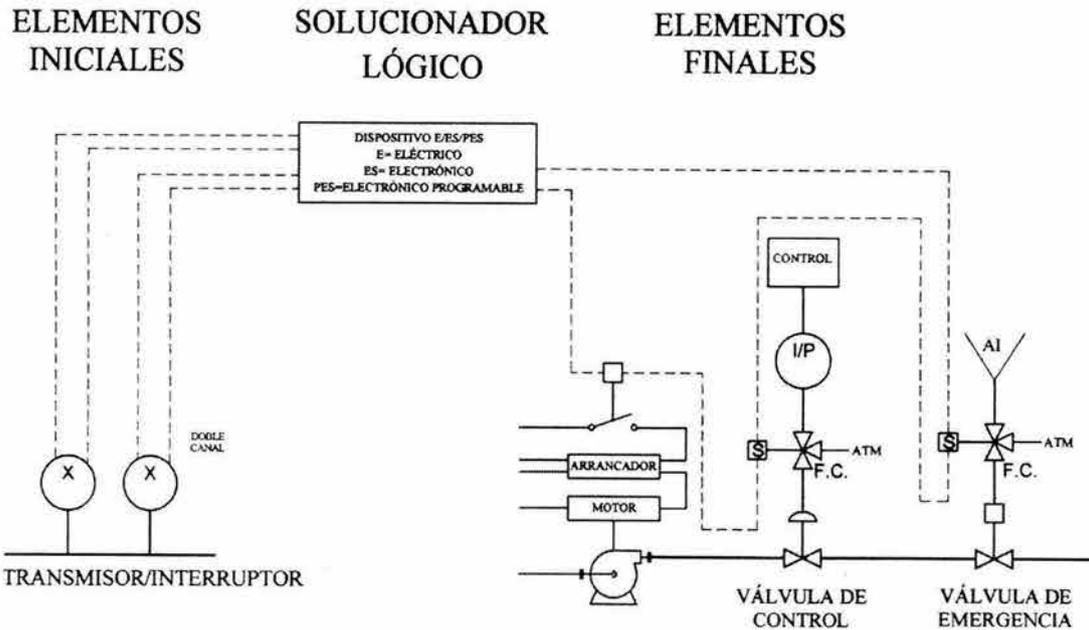


Figura 4.4. Propuesta de Arquitectura Genérica para una Configuración SIL2. <sup>(14)</sup>

Tabla 4.3. PFD's para la Configuración SIL2.

ELEMENTOS FINALES	ELEMENTOS INICIALES	E/ES	PES	
		PFD	PFD	
Válvula ESS (Sistema de Paro de Emergencia).	Transmisor de Nivel	$8.33 \times 10^{-3}$	$7.95 \times 10^{-3}$	
	Transmisor de Temperatura	$2.95 \times 10^{-3}$	$2.56 \times 10^{-3}$	
	Transmisor de Presión	$2.95 \times 10^{-3}$	$2.56 \times 10^{-3}$	
Válvula de Control.	2 Interruptores de Nivel	$5.64 \times 10^{-3}$	$5.69 \times 10^{-3}$	
	2 Transmisores de Nivel	$5.44 \times 10^{-3}$	$5.42 \times 10^{-3}$	
	2 Interruptores de Temperatura	$5.13 \times 10^{-3}$	$5.19 \times 10^{-3}$	
	2 Transmisores de Temperatura	$1.57 \times 10^{-3}$	$1.55 \times 10^{-3}$	
	2 Interruptores de Presión	$7.95 \times 10^{-3}$	$8.01 \times 10^{-3}$	
	2 Transmisores de Presión	$1.57 \times 10^{-3}$	$1.55 \times 10^{-3}$	
	2 Interruptores de Flujo	$6.58 \times 10^{-3}$	$6.63 \times 10^{-3}$	
	2 Transmisores de Flujo	$4.20 \times 10^{-3}$	$4.17 \times 10^{-3}$	
	Válvula ESS (Sistema de Paro de Emergencia).	2 Interruptores de Temperatura	$3.72 \times 10^{-3}$	$3.78 \times 10^{-3}$
		2 Interruptores de Presión	$2.86 \times 10^{-3}$	$2.91 \times 10^{-3}$
Válvula de Control.	2 Interruptores de Flujo	$1.48 \times 10^{-3}$	$1.36 \times 10^{-3}$	
Motor de la bomba.	2 Transmisores de Flujo	$2.78 \times 10^{-3}$	$2.76 \times 10^{-3}$	



**Figura 4.5. Propuesta de Arquitectura Genérica para una Configuración SIL3. <sup>(14)</sup>**

**Tabla 4.4. PFD's para la Configuración SIL3.**

ELEMENTOS FINALES	ELEMENTOS INICIALES	E/ES	PES
		PFD	PFD
Válvula ESS (Sistema de Paro de Emergencia).	2 Interruptores de Nivel	$5.38 \times 10^{-4}$	$5.81 \times 10^{-4}$
	2 Transmisores de Nivel	$3.35 \times 10^{-4}$	$3.17 \times 10^{-4}$
Válvula de Control.	2 Transmisores de Temperatura	$1.56 \times 10^{-4}$	$1.39 \times 10^{-4}$
Motor de la bomba.	2 Transmisores de Presión	$1.56 \times 10^{-4}$	$1.39 \times 10^{-4}$
Válvula ESS (Sistema de Paro de Emergencia).	Interruptor y Transmisor de Flujo	$2.99 \times 10^{-4}$	$3.00 \times 10^{-4}$
	Transmisor de Flujo y Nivel	$1.13 \times 10^{-4}$	-
Válvula de Control.	Interruptor de Temperatura y Presión	$6.71 \times 10^{-4}$	$6.78 \times 10^{-4}$
Motor de la bomba.			



# ***BIBLIOGRAFÍA***



---

## BIBLIOGRAFÍA

1. Santamaría-Ramiro, J. M. y Braña-Aisa, "Análisis y Reducciones de Riesgos en la Industria Química". P. A. 1994.Ed. MAPFRE.
  2. ANSI7ISA-S84.01-1996 "Application of Safety Instrumented Systems for the Process Industries", Instrumentation, Systems and Automation Society, 1996.
  3. Andreuw M.Huff, Randal L.Montgomery, "Analysis of Safety Instrumented Systems to Meet Plant Objectives", ABS Consulting, 1997.
  4. Center for chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE), "Layers of Protection Analysis (LOPA): Simplified Process Risk Assessment", New York, 2001.
  5. Center for Chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE), "Guidelines for Process Equipment Reliability Data with Data Tables", New York, 1989.
  6. Cruz Campa Héctor Javier, Rodríguez Jiménez Julio Cesar, Díaz Torres Daniel, Cruz Gómez M. Javier, "Determinación del Nivel Integral de Seguridad (SIL) mediante el análisis cuantitativo simplificado de los escenarios de alto riesgo potencial obtenido por la técnica HazOp".En preparación para ser enviado a la revista "Process Safety Progress del AIChE.
  7. Kletz, Trevor, "What went wrong? Case Histories of Process Plant Disasters", 4<sup>th</sup> edition, Gulf Publishing Company, Texas, 1998.
  8. Center for Chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE), "Guidelines for Hazard Evaluation Procedures", Second Edition, New York, 1992.
  9. Center for Chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE), "Guidelines for Chemical Process Quantitative Analysis", Second Edition, New York, 2000.
  10. Julio César Rodríguez Jiménez. "Tesis de Maestría en Ingeniería Química (en proceso de terminación)". Fac. de Química, UNAM 2003.
-



11. Dra. Angela E. Summers, "Draft IEC 61508 Target Safety Integrity Levels", Institute of Instrumentation and Control Australia Inc., página de internet:  
<http://www.controleng.com/archives/2200/ctl0201.00/0002we3.htm>
12. Dra. Angela E. Summers, "Understanding Safety Integrity Levels", Control Engineering online, página de internet:  
<http://www.controleng.com/archives/2200/ctl0201.00/0002we3.htm>
13. Butron S. Arturo. "Principios Generales de la Ingeniería de Seguridad". Revista de la Asociación Mexicana de Seguridad e Higiene. 1993.
14. Dallas L. Green Arthur M. Dowell. "How To Design, Verify, And Validate Emergency Shutdown Systems". Control Technology Supervisor Technical Fellow, Risk Analysis Rohm and Haas Company Rohm and Haas Texas Inc.
15. DG-GPASI-SI-2720. "Norma sobre sistemas automáticos para la detección y alarma por fuego ó por atmósferas riesgosas". PEMEX-REFINACIÓN. Gerencia de Protección Ambiental y Seguridad Industrial. México, D. F. Noviembre, 1997.
16. DG-GPASI-SI-2740. "Criterios para la Instalación de Válvulas de Aislamiento de Activación Remota". PEMEX-REFINACIÓN. Gerencia de Protección Ambiental y Seguridad Industrial. México, D. F. Enero, 1999.
17. EPA 40CFR68. "Protection of Environment. Part 68: Chemical accident Prevention Provisions". Code of Federal Regulations. Revised as of July, 2002.
18. "Facility Risk Review a Technical Approach". J. B. F. Associates, Inc. 1992.
19. "Manual de Operación de la Planta FCC"
20. Huff M. Andrew and Randal L. Montgomery. "Analysis of Safety Instrumented Systems to Meet Plant Objectives". ABS Consulting, página de internet: <http://www.jbfa.com/qgrasis.html>.
21. Melo González, R.; Estrada García, R.; Martínez Fernández, J.; Meléndez Hernández, J. "Evaluación del nivel de integridad (SIL) del sistema de paro



- 
- de emergencia empleando metodologías rigurosas de confiabilidad". IMP, DRZM.
22. Offshore Reliability Data Handbook, OREDA, 3<sup>rd</sup> Edition, 1997.
  23. OSHA-1910.119. "Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals" Occupational Safety & Health Administration. U. S. Department of Labor Regulations (Standars 29 CFR).
  24. Rao V. Kolluru, Steven M. Bartell, Robin M. Pitblado, R. Scott Stricoff. "Manual de Evaluación y Administración de Riesgos (para profesionales en cuestiones ambientales, de la salud y seguridad)". Ed. Mc Graw-Hill, 1<sup>a</sup> edición. 1998.
  25. Gary, Handwerk "Refino del Petróleo". Ed. Reverté, 1<sup>a</sup> edición. 1980.
  26. Esmeralda Ramírez Cruz.



# ***GLOSARIO***



---

## GLOSARIO

**Aceite de antorcha:** Con el objeto de calentar el catalizador durante el arranque, antes de introducir la carga, se inyecta en el regenerador aceite de antorcha (generalmente es aceite cíclico pesado). Este también puede utilizarse para controlar la post-combustión en el regenerador o para mantener una temperatura de regeneración deseada. Esta práctica, sin embargo, se genera como resultado un daño importante al catalizador por desactivación térmica.

**Aceite decantado o clarificado:** Aceite pesado del fondo de la fraccionadora.

**Aceite cíclico pesado (ACP):** Gasóleo pesado, de temperatura de ebullición mayor de 343°C (650°F), producido en una planta FCC, el cual puede ser recirculado a la carga fresca o extraída como aceite combustible pesado a tanques de almacenamiento.

**Aceite cíclico ligero (ACL):** La fracción de un intervalo de destilación de 232°C (450°F) a 343°C (650°F) producida, en una FCC. El ACL es un componente importante para mezclas de diesel o aceite combustible.

**Accidente:** Evento o combinación de eventos no deseados, inesperados e instantáneos, que tienen consecuencias tales como lesiones al personal, daños a terceros en sus bienes o en sus personas, daños al medio ambiente, daños a las instalaciones o alteración a la actividad normal del proceso.

**Actividad del catalizador:** La propiedad de un catalizador para convertir el gasóleo de carga en productos deseables. Las pruebas de actividad, efectuadas con cargas de alimentación comparables y en condiciones de operación constantes, sirven para determinar si la unidad tiene un comportamiento óptimo.



---

**Aeración:** La operación por la cual el catalizador es manejado como un fluido por acción de aire o algún otro fluido.

**Agua de espreas:** Agua vapor que, se inyecta en el regenerador para prevenir excesivas temperaturas en la fase diluida y en la entrada de los ciclones. El agua de espreas se utiliza generalmente para controlar la postcombustión excesiva.

**Agotador:** Es una sección del separador donde se inyecta vapor contra corriente del flujo descendiente de catalizador gastado. El vapor de agotamiento evita que los hidrocarburos sean arrastrados al regenerador con el catalizador gastado.

**Alarma:** Información audible y/o visual que indica la ocurrencia de condiciones anómalas o de emergencia y da inicio a una respuesta.

**Altura de la cámara de separación:** El espacio entre la fase densa de la cama de catalizador y la entrada a los ciclones.

**Análisis de riesgo:** Método de evaluación de los riesgos potenciales de un proceso industrial o instalación, por identificación de los eventos indeseables que podrían conducir a la materialización de un riesgo, que incluye el mecanismo del análisis por el cual pueden ocurrir estos eventos y usualmente, la estimación de las consecuencias.

**Arquitectura:** Es el arreglo físico y de configuración de los componentes y subsistemas de un sistema, cuando éste es digital.

**Atrición:** La destrucción del catalizador en partículas finas por fuerzas mecánicas tales como impacto con las partes internas de los recipientes, colisión con otras partículas de catalizador, incidencia de los gases de fluidización a alta velocidad, etc.



---

**Bajantes, buzos, patas, piernas:** Los tubos verticales de los ciclones, por lo que baja el catalizador de los separadores ciclónico al lecho denso.

**Bola de nieve o carbón:** Es el resultado de una pobre operación del regenerador. El coque depositado sobre el catalizador excede a la cantidad que se quema en el regenerador. La corrección de esta situación a menudo da como resultado altas temperaturas en el regenerador y el reactor.

**Cámara de separación o reactor:** La sección del convertidor en la cual se separan los vapores de hidrocarburos del catalizador gastado.

**Capas de protección:** Sistemas de protección que generalmente involucran diseños especiales, equipo de proceso, sistema de control básico de proceso, procedimientos administrativos, y/o respuestas planeadas para protección contra un riesgo inminente.

**Catalizador de equilibrio:** Catalizador que ha sido utilizado en el proceso de FCC. El catalizador de equilibrio, puede ser tanto regenerado como gastado.

**Catalizador gastado:** Catalizador que ha estado en contacto con la carga (Aceite), antes de la Regeneración. El catalizador gastado se encuentra en el Reactor y en el Agotador de la FCC.

**Catalizador fresco:** Catalizador nuevo.

**Catalizador regenerado:** Catalizador cuya actividad ha sido restaurada por combustión de los depósitos de coque, en el regenerador.

**Catalizador Si-Al:** Aluminio-silicato cristalino catalítico, utilizado en la mayoría las unidades FCC, hoy en día, algunas veces denominado tamices moleculares.



**Causa:** Es lo que hace que un incidente ó accidente ocurra. Por ejemplo, falla de un equipo, de un instrumento, error humano, condiciones meteorológicas, etc. Mediante un estudio más profundo, es posible encontrar causas de las causas mencionadas.

**Ciclo de vida de seguridad:** Secuencia de actividades involucradas en la implantación de sistemas instrumentados de seguridad desde el diseño conceptual hasta el desmantelamiento del mismo.

**Contaminación:** El catalizador de una unidad FCC puede ser contaminado o “envenenado” por diferentes sustancias; Metales, Azufre y Nitrógeno.

**Confiabilidad:** Probabilidad de que un sistema pueda desempeñar una función definida bajo condiciones especificadas para un periodo de tiempo dado.

**Consecuencia:** Es el daño leve ó grave, producto de un incidente ó accidente, que se ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, al medio ambiente y a las instalaciones.

**Convertidor:** Todo el equipo asociado con el regenerador, agotador, elevador y cámara de separación de la planta FCC.

**Conversión:** La cantidad (en vol.) de gasóleo de carga de temperatura de ebullición mayor de 221°C (430°F) que se ha convertido a productos con TFE menor de 221°C (430°F).

**Coque:** Un polímero de Hidrocarburos altamente condensado y polimerizado que se forma en la superficie del catalizador como un subproducto de las reacciones de desintegración.

**Demanda:** Una condición ó evento que requiere que el SIS lleve a cabo una acción apropiada para prevenir un evento peligroso, ó para mitigar sus consecuencias.



**Decantador asentador:** Recipiente separado de la fraccionadora principal o que forma parte de ésta, en el cual se separa el residuo que contiene catalizador (“lodos” o finos), del aceite decantado.

**Desviación:** Son las palabras guía que indican una modificación cualitativa ó cuantitativa de los parámetros a analizar.

**Detector:** Dispositivo capaz de reconocer, mediante un elemento sensor, condiciones anormales preestablecidas (fuego o atmósferas riesgosas) y enviar una señal eléctrica a la unidad de control.

**Elemento final de control.** Es el componente del circuito de control que recibe la señal del equipo de control con la cual altera la relación de materia y/o energía que entra modificando así el valor de la variable controlada para corregir las desviaciones de esta variable con respecto al punto de ajuste (valor de referencia de la variable controlada). El elemento final de control más comúnmente encontrado en los procesos industriales es la válvula neumática de control.

**Elemento secundario:** Es todo aquel componente que detecta o infiere la magnitud escalar inducida por un elemento primario, cuando éste no es capaz de detectarla directamente.

**Escenario de riesgo:** Determinación de un evento hipotético en el cual se toma en consideración la ocurrencia de un accidente bajo condiciones determinadas, definiendo mediante la aplicación de modelos matemáticos y criterios acordes a las características de los procesos y/o materiales, las zonas potencialmente afectadas.

**Escenario potencial:** Es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.



**Espacio velocidad:** El espacio velocidad horario en peso (WHSV) es la cantidad (generalmente libras/hora) de carga fresca, dividida entre la cantidad total de catalizador en zona de reacción.

**Fallas de causa-común (CCF):** Las fallas de causa común son las fallas de más de un componente, un artículo o sistema directo a la misma causa o evento inicial. Son particularmente importante para ver los modos de causas comunes cuando las protecciones son analizadas para evaluar si son IPL's. Las CCF pueden involucrar el evento inicial y una o más protecciones, o la interacción de varias protecciones. Todas las protecciones afectadas por los CCF solo podrían ser consideradas como un solo IPL.

**Flujo inverso:** Hay dos tipos de flujo inverso: (1) aire al reactor y (2) aceite al regenerador. Ambos son severos descontrolados y son resultado de un desbalance de presiones en la unidad. Ambas situaciones deben ser evitadas.

**Frecuencia:** La Frecuencia es el número de fallos de un componente ó equipo, ó el número de errores humanos por año, día, hora ó demanda.

**Función Instrumentada de Seguridad (FIS):** Capa de protección instrumentada independiente, cuyo propósito es llevar al proceso a un estado seguro cuando se violan condiciones predeterminadas.

**Gasolina catalítica:** Fracción con temperatura final de ebullición de hasta 221°C (430°C) que constituye la gasolina FCC.

**Índice de riesgo:** Es la combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad. Índice de Riesgo (pérdida / año) = Índice de Frecuencia (accidente / año) x Índice de Gravedad (pérdida / accidente).



---

**Lecho o cama de catalizador fase densa:** La porción inferior de un lecho de catalizador. En esta fase, las partículas de catalizador están en contacto con las partículas de catalizador. Los gases de fluidización soportan la cama, pero no se presenta arrastre de partículas.

**Lecho o cama de catalizador fase diluida:** La porción superior de un lecho de catalizador, sobre la fase densa. Debido a la alta velocidad de los gases de combustión a través del lecho, las partículas son arrastradas de la fase densa fluidizadas por los gases y elevadas fuera del lecho.

**Lecho compacto:** Un lecho de las partículas de catalizador no están fluidas y por tanto se soportan así mismas. Este tipo de lecho se encuentra en los silos de almacenamiento.

**Lodos o finos:** Corriente del fondo de la fraccionadora la cual contiene catalizador arrastrado por los vapores de hidrocarburos desde la cámara de separación.

**Mitigación:** Conjunto de acciones para disminuir las consecuencias por la ocurrencia de un accidente.

**Medida correctiva:** Es la que reduce la probabilidad del riesgo identificado ó mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.

**Metales:** Níquel, Vanadio, Hierro y Cobre. Estos metales cuando se depositan en el catalizador promueven alta producción de hidrógeno y alta formación de coque, disminuyendo la producción de gasolina, y otros productos deseables.

**Metales alcalinos:** Sodio, Litio, Calcio Estos metales afecta la estabilidad estructural del catalizador, desactivándolo.



---

**Nitrógeno:** Causa la desactivación del catalizador por la neutralización de los centros ácidos activos del catalizador.

**Nivel Integral de Seguridad (SIL):** Es un nivel discreto para la especificación de los requerimientos de integridad de las funciones de seguridad a ser asignadas a sistemas instrumentados de seguridad. Cada nivel discreto se refiere a cierta probabilidad de que un sistema referido a seguridad realice satisfactoriamente las funciones de seguridad requeridas bajo todas las condiciones establecidas en un periodo de tiempo dado.

**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.

**Palabra guía:** Es aquella que indica la desviación parcial ó total de la intención.

**Parámetro:** Es una manifestación física ó química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, ignición, etc.

**Peligro:** Propiedad inherente de un agente químico, biológico o físico en una serie de condiciones.

**Post combustión:** Combustión del monóxido de carbono a dióxido de carbono, generalmente en la fase diluida del Regenerador.

**Probabilidad:** Es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es cero y la absoluta certeza es 1.



---

**Probabilidad de Falla en Demanda (PFD):** Un valor que indica la probabilidad de que un SIS falle para responder a una demanda.

**Procesador lógico:** Sistema o elemento electrónico diseñado para tomar las acciones necesarias sobre la base de una lógica determinada, estos sistemas incluyen módulos de entrada y salida.

**Regenerador:** El recipiente donde se efectúa la combustión del coque depositado sobre el catalizador gastado restaurando su actividad.

**Régimen de circulación de catalizador:** La cantidad de catalizador tons. /min. circulando del regenerador al elevador, a la cámara de separación y al regenerador.

**Régimen de carga combinada:** El total de carga (carga fresca más recirculación que se carga a la planta FCC.

**Relación catalizador/aceite:** El peso del Catalizador en Circulación dividido entre el peso de la Carga de la planta.

**Relación de carga combinada y relación de carga real:** El régimen de carga combinada, dividido por el régimen de carga fresca se denomina relación de carga combinada o relación de carga real.

**Riesgo:** Es una medida de la pérdida económica o daños humanos en términos de la probabilidad de incidentes y la magnitud de la pérdida o daño.

**Salvaguarda ó protección:** Es todo lo bueno que tiene un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente ó para mitigar sus efectos.



**Sistema de detección y alarma:** Conjunto integrado de recursos capaz de reconocer y ubicar la existencia de condiciones de emergencia preestablecidas y producir señales de alarma que dan inicio a una respuesta planificada.

**Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS):** Todo sistema compuesto por sensores, controladores lógicos y elementos finales de control, capaz de realizar funciones de protección independientes a las de monitoreo y control de los procesos industriales, que tiene el propósito de conservar las condiciones operativas dentro de valores predeterminados seguros, pudiendo actuar incluso, para detener la operación de dicho proceso o activar sistemas automáticos de protección y mitigación.

**Selectividad:** La habilidad del catalizador para optimizar la producción de productos deseados. La buena selectividad en un catalizador se refiere a aquél que da alto rendimiento de gasolina y bajos rendimiento de coque y gas.

**Sensor:** Dispositivo o combinación de dispositivos que miden las condiciones del proceso (transmisores, interruptores de proceso, interruptores de posición, entre otros) y son conocidos también como "elementos primarios de medición".

**Severidad:** La intensidad de la acción catalítica a la cual (sometida la carga en la operación de la FCC, la relación catalizador/aceite de desintegración y el espacio velocidad (WHSV) son variables de la severidad de operación.

**Seguridad:** Es el conjunto de medidas técnicas destinadas a conservar la vida, la salud y la integridad física de las personas tendientes a conservar los materiales e instalaciones exentos de peligro y deterioro.

**Sobre desintegración:** Redesintegración de los hidrocarburos de productos deseables como gasolina, a productos menos deseables, más ligeros.



**Transmisor.** Es el dispositivo que convierte la señal detectada por el elemento secundario (o primario según el caso) en unidades del proceso (nivel, presión, temperatura, presión diferencial, etc.), en una señal estándar en unidades de presión (3 a 15 lb/in<sup>2</sup>) o eléctrica (4-20 mA CD) con el propósito de enviarse a una distancia más o menos considerable (generalmente mayor de 30 m) sin que la señal se degenere o deforme.

**Temperatura de salida del elevador:** La temperatura de la mezcla de catalizador/aceite a la entrada a la cámara de separación. Esta temperatura es también un indicador de la severidad de la desintegración.

**Tiempo de residencia del aceite:** Se refiere al tiempo que la carga de aceite (y productos) esta en contacto con el catalizador fluido. Un tiempo de residencia prolongada da como resultado una sobre desintegración de la carga.

**Tiempo de residencia del catalizador:** El tiempo que el catalizador permanece en cualquier parte del reactor regenerador.

**Tubo bajante.** Cualquier línea de transferencia por donde fluye el catalizador hacia abajo. Se conocen como bajante las líneas que están sobre las válvulas deslizantes y las piernas de los ciclones.

**Tubo elevador de desintegración:** La zona principal de reacción. Esencialmente todas las reacciones de desintegración se llevan a cabo en la fase diluida del elevador.

**Unidad de control (PLC).** Instrumento capaz de ser configurado para llevar a cabo el control de las funciones de los sistemas automáticos de alarma por detección de fuego y/o por atmósferas riesgosas; estos son sistemas automáticos integrados por diferentes elementos eléctricos, electrónicos, mecánicos y electrónicos programables, que permite monitorear, señalar y ubicar la existencia de condiciones anormales de riesgo no tolerable, a través de



---

la activación de indicadores de alarma, ya sea por medios visuales /audibles y/o de presentación digital, siendo capaz de historizar los eventos.

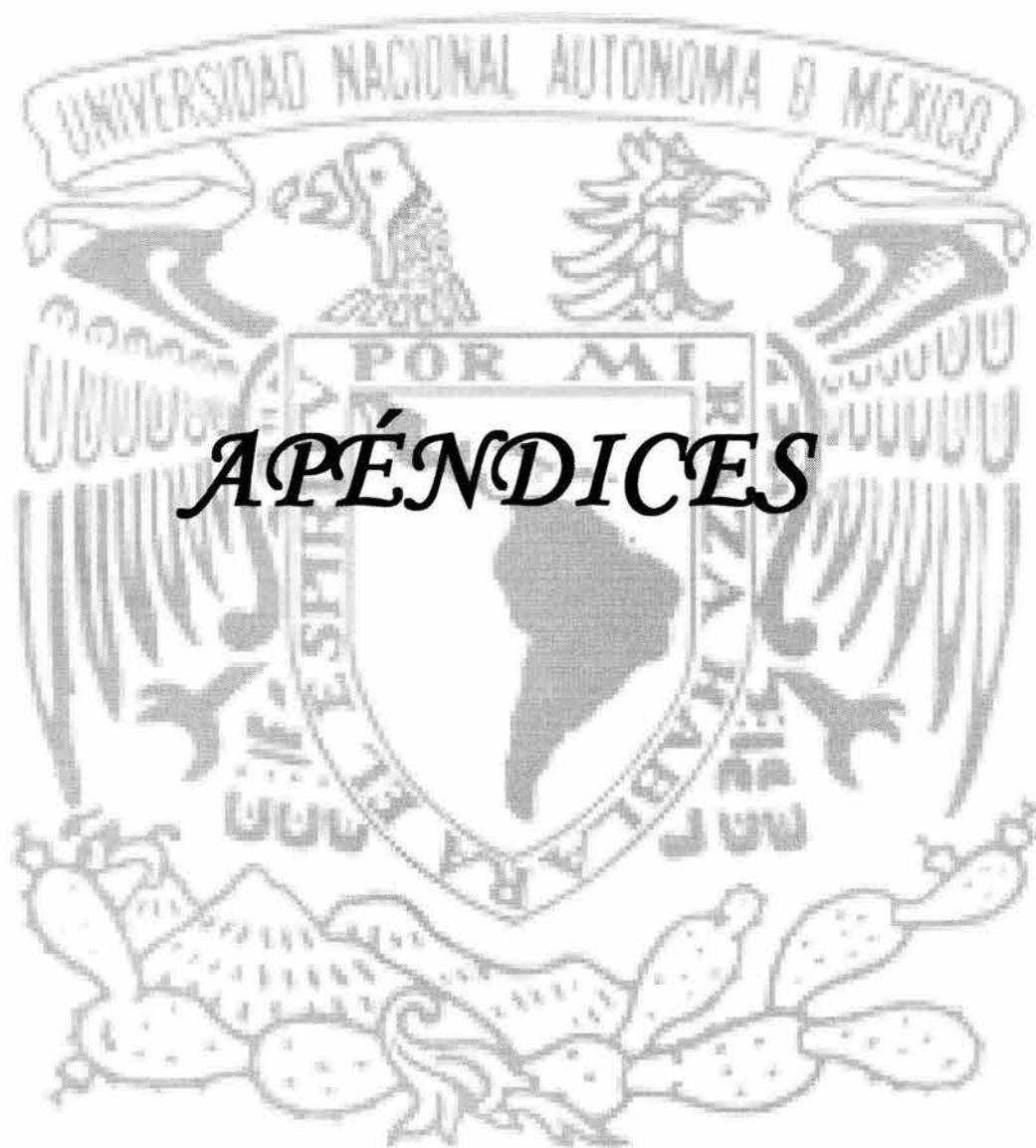
Este instrumento debe cumplir con parámetros internacionales o equivalente, que garanticen su confiabilidad y disponibilidad en operación. El PLC y sus módulos deben contar con autodiagnóstico y ser capaces de operar aún en falla. La unidad de control debe ser capaz de funcionar en condiciones de humedad y temperatura de acuerdo a los parámetros climáticos sin necesidad de ambientación, ser resistente a los golpes, vibración, descargas electrostáticas, "surge" eléctrico e interferencia electromagnética.

La unidad de control es un PLC que debe manejar entradas analógicas y/o discretas, salidas analógicas y/o discretas y un protocolo de comunicación.

**Válvulas de Aislamiento de Activación Remota (VAAR).** Utilizadas para el aislamiento de inventarios de productos inflamables, combustibles o tóxicos.

Las VAAR son válvulas de bloqueo destinadas a mantener confinados inventarios de productos clasificados como peligrosos durante la ocurrencia de emergencias, y que están equipadas con dispositivos que la cierran al recibir una señal remota de activación. Por lo general, estas válvulas se instalan sobre tuberías localizadas en lugares donde no es posible operarlas rápidamente o en áreas en donde no es conveniente la exposición de personal, debido a la naturaleza de los riesgos existentes.

**Válvulas corredizas, válvulas deslizantes:** Válvulas grandes de compuerta, se usan en línea de gases de combustión para regular la presión diferencial entre el regenerador y el reactor.



# *APÉNDICES*



## APENDICE A

### Tablas de Probabilidad de Falla en Demanda por la acción del operador, PFD.

"Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química". Fundación Mapfre J. M. Santamaría  
Ramiro. P. A. Braña.

Probabilidad	Acción del operador
0.04	No observa el indicador, o lo observa pero no emprende ninguna acción, aunque debería hacerlo.
0.03	No percibe la alarma, o la percibe pero no emprende ninguna acción, aunque debería hacerlo.
0.001	No bloquea una tubería, como estaba previsto en una parada de emergencia.
0.005	No bloquea una tubería, como estaba previsto en una parada de emergencia.
0.0025	Se equivoca al accionar las válvulas cuando se intercambia un conjunto de dos bombas (se para la que esta funcionando, se arranca la que estaba en espera).
0.01	Para manual de una bomba sin tomar acciones para bloquear la tubería.
0.003	Error general de comisión (por ejemplo, leer equivocadamente un rotulo y como consecuencia seleccionar el interruptor equivocado).
0.03	Errores de operación aritméticas simples, realizadas manualmente y comprobadas rutinariamente, sin repetir el calculo en otro papel.
$\cong 1.0$	El operador no toma la decisión correcta, durante los primeros sesenta segundos en una situación de muy alto estrés.
0.9	El operador no toma la decisión correcta, durante los primeros cinco minutos en una situación de muy alto estrés.
0.1	El operador no toma la decisión correcta, durante los primeros treinta minutos en una situación de muy alto estrés.



**Tabla 14. Valores de PFD por capas de protección independientes.**

Referencia: "LOPA (Layers of Protection Analysis): Simplified Process Risk Assessment", CCPS, AIChE, 2001.

Independent Protection Layer	Minimum PFOD
<i>Basic Process Control Systems</i>	
Automatic control loop (If independent of the initiating event)	$10^{-1}$
<i>Human Intervention</i>	
Manual response in field with more than 10 minutes available for response (If sensor/alarm is independent of the initiating event and other IPLs, and operator training included required response)	$10^{-1}$
Manual response in field with more than 40 minutes available for response (If sensor/alarm is an independent SIF and operator training included required response)	$10^{-2}$
Manual response to abnormal readings collected regularly on a checklist, and the checklist is used in practice (operator training requires use of checklist; use of checklist audited > 2/year)	$10^{-1}$
<i>Passive Devices</i>	
Secondary containment such as a dike or underground drainage system (If good administrative control over drain valves exists)	$10^{-2}$
<i>Relief Devices</i>	
Spring-loaded relief valve or rupture disks in clean service	$10^{-3}$
<i>Safety Interlocks (per ISA S84.01 Standard)</i>	
SIL (class) 3 interlock (Provided independent of other interlocks)	$10^{-3}$
SIL (class) 2 interlock (Provided independent of other interlocks)	$10^{-2}$
SIL (class) 1 interlock (Provided independent of other interlocks)	$10^{-1}$



**Tabla 15. Valores de PFD por equipo del proceso.**

Referencia: F. J. Master.

EQUIPOS/ INSTRUMENTOS/ SISTEMAS	TASA DE FALLA (FRECUENCIAS)			PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA		
	FRECUEN.	FRECUEN.	FRECUEN.	PROBABIL.	PROBABIL.	PROBABIL.
	BAJA	TIPICA	ALTA	BAJA	TIPICA	ALTA
Motor AC	2.00E-04	1.50E-01	4.00E-01	2.00E-04	1.39E-01	3.30E-01
Inversor	1.00E-02	2.50E-01	1.00E+00	9.95E-03	2.21E-01	6.32E-01
Transformador de potencia	1.00E-03	2.00E-02	7.00E-02	1.00E-03	1.98E-02	6.76E-02
Generador de diesel	1.50E+00	2.00E+01	6.00E+01	7.77E-01	1.00E+00	1.00E+00
Analizador (AR)	6.00E-01		4.00E+01	4.51E-01		1.00E+00
Transmisor de flujo neumático	1.80E-02	1.00E+00	4.00E+00	1.78E-02	6.32E-01	9.82E-01
Transmisor de nivel neumático	2.00E-02	8.00E-01	3.00E+00	1.98 E-02	5.51E-01	9.50E-01
Transmisor de presión	1.80E-03	8.00E-01	3.50E+00	1.80 E-03	5.51E-01	9.70E-01
Transmisor de temperatura	1.40E-02	8.00E-01	3.50E+00	1.39 E-02	5.51E-01	9.70E-01
PDT en la industria en general	8.00E-03	5.50E-01	2.00E+00	7.97 E-03	4.32E-01	8.65E-01
PDT en condiciones	3.00E-02	1.80E+00	8.00E+00	2.96 E-02	8.35E-01	1.00E+00
Switch de flujo eléctrico	9.00E-03	3.20E-01	1.50E+00	8.96 E-03	2.74E-01	7.77E-01
Válvula de seguridad (PSV)	2.00E-03	1.20E-02	4.00 E-02	2.00 E-03	1.19E-02	3.92E-02
Switch de nivel eléctrico	8.50E-03	1.00E-02	2.00 E-02	8.46 E-03	9.95E-03	1.98E-02
Switch de presión eléctrico	4.00E-03	4.50E-01	1.80E+00	3.99 E-03	3.62E-01	8.35E-01
Sistema de polvo contra incendio	2.00E-04	1.00E-02	5.00 E-02	2.00E-04	9.95E-03	4.88E-02
Switch de temperatura eléctrico	8.00E-04	2.00E-02	9.00E-02	8.00 E-04	1.98E-02	8.61E-02
Sistema de agua contra incendio	1.00E-03	8.00E-02	3.50 E-01	1.00 E-03	7.69E-02	2.95E-01
Detector de flama	3.00E-04	4.00E+00	1.80E+01	3.00 E-04	9.82E-01	1.00E+00
Detector de fuego	1.00E-04	8.50E-03	3.00E-02	1.00 E-04	8.46E-03	2.96E-02
Convertidor I/P	9.00E-03	5.50E-01	2.50E+001	8.96 E-03	4.23E-01	9.18E-01
Válvula actuada por solenoide	6.00E-03	4.00E-01	1.90E+00	5.89E-03	3.30E-01	8.50E-01
Controlador de proceso	2.00E-02	6.00E-02	2.50E+00	1.98 E-02	5.82E-02	9.18E-01
Controlador electrónico	3.00E-02	1.60E+00	7.00E+00	2.96 E-02	7.98E-01	9.99E-01



EQUIPOS/INSTRUMENTOS/ SISTEMAS	TASA DE FALLA (FRECUENCIAS)			PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA		
	FRECUE N.	FRECUE N.	FRECUE N.	PROBABI L.	PROBABI L.	PROBA BIL.
	BAJA	TIPICA	ALTA	BAJA	TIPICA	ALTA
Recipientes atmosférico	1.00E-03	8.00E-03	3.00E-02	1.00E-03	7.97E-03	2.96E-02
Controlador neumático	6.00E-03	3.80E-01	1.80E+00	5.98E-03	3.16E-01	8.35E-01
Recipiente presurizado	1.00E-06	8.00E-05	4.00E-04	1.00E-06	8.00E-05	4.00E-04
Anunciador (alarmas)	2.00E-04	6.00E-04	2.00E-02	2.00E-04	6.00E-04	1.98E-02
Válvula de control	2.50E-03	3.00E-02	1.00E-01	2.50E-03	2.96E-02	9.52E-02
Registrador	4.00E-03	2.00E-01	9.00E-01	3.99E-03	1.81E-01	5.93E-01
Válvula motorizada	2.00E-03	1.00E-02	3.00E-02	2.00 E-03	9.95E-03	2.96E-02
Intercambiador de calor de tubos y corazas	1.00E-04	3.00E-01	1.60E+00	1.00 E-04	2.59E-01	7.98E-01
Válvula manual	1.00E-04	1.00E-03	4.00E-03	1.00 E-04	1.00E-03	3.99E-03
Compresor con motor eléctrico	2.50E-01	2.30E+01	9.00E+01	2.21 E-01	1.00E+00	1.00E+00
Tramo de un tramo de tubo	6.00E-06	2.00E-04	1.00E-03	6.00 E-06	2.00E-04	1.00E-03
Conexión de tubería	9.50E-05	4.00E-04	2.00E-02	9.50E-05	4.00E-04	1.98E-02
Bomba centrífuga accionada	4.00E-01	2.50E+00	9.00E+00	3.30E-01	9.18E-01	1.00E+00
Bomba centrífuga accionada por motor (funcionamiento continuo)	6.50E-03	9.00E-01	4.00 E+00	6.48E-03	5.93E-01	9.82E-01
Bomba centrífuga accionada por turbina	8.00E-02	8.00E-01	2.50 E+00	7.69E-02	5.51E-01	9.18E-01
Válvula check	4.00E-04	3.00E-02	1.00E-01	4.00E-04	2.96E-02	9.52E-02



EQUIPOS/ INSTRUMENTOS/ SISTEMAS	TASA DE FALLA (FRECUENCIAS)			PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA		
	FRECUEN.	FRECUEN.	FRECUEN.	PROBABIL.	PROBABIL.	PROBABIL.
	BAJA	TIPICA	ALTA	BAJA	TIPICA	ALTA
Transductores	1.75E-01		7.88E-01	1.61E-01		5.45E-01
Transmisores	6.54E-03		8.76E-02	6.52E-03		8.39E-02
Indicadores de temperatura	3.94E-03		5.69E-02	3.93E-03		5.53E-02
Indicadores de presión	8.76E-03		7.88E-02	8.72E-03		7.58E-02
Instrumentación de flujo	8.76E-04		8.76E-02	8.76E-04		8.39E-02
Instrumentación de nivel	3.50E-02		6.57E-01	3.44E-02		4.82E-01
Partes electromecánicas	8.76E-03		8.76E-01	8.72 E-03		5.84E-01
Hervidores y condensadores	3.50E-03		7.88E-01	3.49E-03		5.45E-01
Recipientes a presión	2.63E-04		7.01E-03	2.63E-04		6.99E-03
Filtros y strainers	5.96E-05		2.63E-02	5.69E-05		2.63E-03
Válvula check	7.45E-03		8.76E-02	7.42E-03		8.39E-02
Válvula de relevo	8.76E-03		8.76E-01	8.72E-03		8.39E-02
Líquido refrigerante	4.38E-01		8.76E-01	3.55E-01		5.84E-01
Refrigerante-lubricante de compresores de tornillo	3.94E-01		8.76E-01	3.26E-01		5.84E-01
Aceites lubricantes y minerales	5.69E-01		3.94E+00	4.34E-01		9.81E-01
Grasas	3.94E-01		2.19E+00	3.26E-01		8.88E-01



EQUIPOS/ INSTRUMENTOS/ SISTEMAS	TASA DE FALLA (FRECUENCIAS)			PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA		
	FRECUEN.	FRECUEN.	FRECUEN.	PROBABIL.	PROBABIL.	PROBABIL.
	BAJA	TIPICA	ALTA	BAJA	TIPICA	ALTA
Acoplamientos	5.69E-02		5.26E-01	5.53E-02		4.09E-01
Acoplamientos de engranes	7.45E-03		5.26E-01	7.42E-03		4.09E-01
Cilindros hidráulicos	5.69E-05		2.19E-03	5.69E-05		2.19E-03
Juntas hidráulicos	4.38E-03		2.19E-02	4.37E-02		2.17E-02
Filtros de aceite	7.45E-02		5.26E-01	7.18E-02		4.09E-01
Engranes	2.63E-02		3.50E-01	2.60E-03		2.95E-01
Impulsores de bombas	6.13E-03		6.57E-01	6.11 E-04		6.36E-02
Juntas mecánicas	8.76E-04		6.57E-02	8.76E-02		6.55E-03
Liner, recip.comp. cvl.	4.38E-02		5.26E-03	4.29E-01		4.09E-01
Packings, recip.comp.rod	4.38E-01		3.50E-01	3.55E-02		9.70E-01
Maquinas de pistones	6.13E-02		4.82E+00	5.92E-02		3.82E-01
Sellos mecánicos	7.45E-02		6.13E-01	7.18E-01		4.58E-01
Flechas de bombas	4.38E-01		3.94E-01	3.55E-02		9.81E-01
Soportes para vibración	4.38E-02		3.07E+00	4.29E-02		2.64E-01
Valves, recip.comp.	6.13E-02		5.69E-01	5.95E-01		4.34E-01
Lubricadores de bombas	2.63E+00		1.31E-01	9.28E-03		1.00E+00
Corta circuitos	6.13E-03		2.19E+00	6.11E-02		1.97E-01
Bombas centrifugas	5.25E-02		7.44E-01	5.11E-02		9.99E-01
Bombas centrifugas	5.25E-02		7.44E-01	5.11E-04		5.25E-01
Transformadores	4.82E-04		6.13E+00	4.82E-03		4.58E-01
Controles neumáticos	8.76E-03		6.57E-01	8.72E-02		9.99E-01
Controladores de estado	5.25E-02		4.82E-01	5.11E-02		3.82E-01
Válvulas de control	3.50E-02		6.57E-01	3.44E-03		4.82E-01
Válvulas motorizadas	8.76E-03		5.25E-01	8.72E-03		4.08E-01
Válvulas solenoide	8.76E-03		2.63E-01	8.72E-03		2.31E-01



## APENDICE B. HOJAS HazOp

	Planta: Catalítica FCC. Circuito: Carga a la planta Fecha: 22,23,28 de Enero de 2003	Nodo 1: Tanque acumulador de carga TH-130 Diagramas: FCC-005 Producto: Gasóleos									
Desviación: Bajo nivel LOS: 40%      LOS: 70%      LSI: 25%      LSS: 25%											
Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	FP	GP	RP	Recomendación	Clase
5	Falla del transmisor mandando abrir la válvula LV-130.	1. Cavitación y daños de las bombas BA-619A/B. 2. Exceso de recirculación de gasóleos al tanque TV-6. 3. Posible paro de planta.	1	1	1	1. Bloqueos y directo de LV-130. 2. Alarma por bajo nivel LAL-130. 3. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 4. Capacitación y adiestramiento del personal operativo. 5. Registrador de flujo FR-134 en la línea de recirculación	1	3	4	1. Cambiar tubería y cableado de señalización e instalar sellos en conduit en el transmisor LT-130.	B



		<b>Planta:</b> Catalítica FCC.		<b>Circuito:</b> Circuito de reacción		<b>Fecha:</b> 6,7,11,12,13,18 de Febrero de 2003					
<b>Nodo 3:</b> Reactor-Separador FV-4		<b>Producto:</b> Gasóleos									
<b>Diagramas:</b> FCC-002											
<b>Desviación:</b> Alto flujo											
<b>LOI:</b> 17 Ton/hr		<b>LOS:</b> 21 Ton/hr			<b>LSI:</b> 15 Ton/hr			<b>LSS:</b> 25 Ton/hr			
Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	FP	GP	RP	Recomendación	Clase
45	1. Alta circulación de catalizador al riser (falla de TIC-59 en posición de abierto).	1. Alta temperatura en la cama de reacción. 2. Alta producción de ligeros. 3. Arrastre de finos a la fraccionadora FV-7. 4. Alto nivel de catalizador en el separador. 5. Posible incumplimiento del programa de producción.	1	1	1	1. Indicaciones de temperatura TI-75 y TI-76 en el reactor-separador. 2. Baja indicación de presión en DPRC-49. 3. Interlock por baja presión diferencial en DPRC-49. 4. Vapor de levantamiento FIC-53. 5. Capacitación del personal operativo. 6. Programa de mantenimiento preventivo mecánico y eléctrico. 7. Indicación de nivel del LRC-44.	3	4	9	1. Diferenciar el procedimiento de manejo de válvulas deslizantes en campo al personal operativo.	D



		<b>Planta:</b> Catalítica FCC.		<b>Circuito:</b> Circuito de reacción		<b>Fecha:</b> 6,7,11,12,13,18 de Febrero de 2003					
<b>Nodo 3:</b> Reactor-Separador FV-4		<b>Producto:</b> Gasóleos									
<b>Diagramas:</b> FCC-002											
<b>Desviación:</b> Alto flujo											
<b>LOI:</b> 17 Ton/hr		<b>LOS:</b> 21 Ton/hr			<b>LSI:</b> 15 Ton/hr			<b>LSS:</b> 25 Ton/hr			
Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	FP	GP	RP	Recomendación	Clase
47	3. Alto flujo de catalizador agotado (falla de LRC-44 en posición de abierto).	1. Bajo nivel de catalizador en el separador. 2. Posible inversión de flujo del regenerador al reactor-separador. 3. Posibles altas temperaturas en FV-10. 4. Posible paro de planta. 5. Baja presión	1	1	1	1. Indicación luminosa de apertura de la válvula LRC-44. 2. Capacitación del personal operativo. 3. Pasar a manual remoto, por macho o por volante la LRC-44 4. Interlock por baja presión diferencial en DPRC-45. 5. Programa de mantenimiento preventivo eléctrico y mecánico. 6. Procedimiento de paro de planta. 7. LRC-44. 8. Apertura de la válvula	3	3	7	1. Difundir el procedimiento de manejo de válvulas deslizantes en campo al personal operativo. 2. Habilitar válvulas motorizadas de carga y by pass de reactor.	D



		Planta: Catalítica FCC.		Circuito: Fraccionamiento		Fecha: 7,11,12,13 de marzo de 2003					
		Nodo 5: Fraccionadora principal FV-7		Producto: Gases de hidrocarburos							
Diagramas: FCC-004											
Desviación: Alto nivel											
LOI: 40%		LOS: 60%		LSI: 25%		LSS: 25 Ton/hr					
Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	FP	GP	RP	Recomendación	Clase
79	5. Alta presión en el cabezal de combustóleo.	<ol style="list-style-type: none"> <li>Posibles daños a los internos de la fraccionadora FV-7.</li> <li>Posibles fugas por daño a los sellos por presionamiento en la descarga de las bombas FP-4A/B.</li> <li>Ajuste de carga a la planta FCC.</li> <li>Incumplimiento del programa de producción.</li> <li>Posible paro de planta.</li> </ol>	1	1	1	<ol style="list-style-type: none"> <li>Comunicación continúa con el área de almacenamiento y bombeo.</li> <li>Alarma por alto nivel LAH-92 en el fondo de FV-7.</li> <li>Indicación de flujo FIC-71.</li> <li>Indicadores de presión en la descarga de las bombas FP-4A/B.</li> <li>Detectores de explosividad.</li> <li>Controlador de presión del sistema PIC-122.</li> </ol>	1	3	4	<p>BPO. Dar seguimiento a la comunicación continúa con el área de almacenamiento y bombeo.</p> <p>BPO. Dar seguimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.</p> <p>BPO. Dar seguimiento al mantenimiento de detectores de explosividad.</p>	B