



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

“EVALUACIÓN DEL NIVEL DE INTEGRIDAD DE LA SEGURIDAD (SIL), EN LOS SISTEMAS INSTRUMENTADOS DE SEGURIDAD (SIS), DE UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINA (HDG), MEDIANTE LA APLICACIÓN DE UNA METODOLOGÍA BASADA EN EL ANÁLISIS DE CAPAS DE PROTECCIÓN (LOPA)”

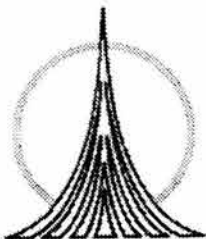
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A :

FANNY MARIBEL LLAMAS MORENO



UNIDAD EN LA DIVERSIDAD:
ZARAGOZA FRENTE AL SIGLO XXI

MÉXICO, D.F.

ENERO DEL 2004



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/077/03

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNA: LLAMAS MORENO FANNY MARIBEL

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:

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

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., 19 de Septiembre de 2003

EL JEFE DE LA CARRERA



M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA

AGRADECIMIENTOS:

*A la Universidad Nacional Autónoma de México por mi formación como
profesionista.*

A mis profesores de la FES Zaragoza, por transmitirme sus conocimientos.

*Al M. en I. Julio César Rodríguez Jiménez, por su gran ayuda, por que sin su
apoyo y sin sus enseñanzas este trabajo no hubiera sido el mismo.*

*Al Dr. M. Javier Cruz Gómez y a Héctor Cruz por la oportunidad que me
brindaron para ser participe en este proyecto.*

*A la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas" por las facilidades y apoyo en la
realización de este trabajo.*

DEDICATORIAS:

A mis padres.

Por su ayuda para concluir mis estudios y su amor.

A la mujer más maravillosa e inteligente de mí existir. Gracias mamá, por enseñarme gran parte de mi vida y por ser la madre más ejemplar y cariñosa.

Al hombre que me ha enseñado a pelear por lo que creó, y a nunca dejarme vencer. Gracias papá por luchar por nuestra hermosa familia.

A mis hermanos.

Por su paciencia y cariño.

A Jhon Llamas, por ser mi amigo y compañero a lo largo de toda mi vida. Gracias Gordito, por favor sigue instruyéndome en la música.

A Karla Llamas, por que tu inteligencia, creatividad y dedicación al hacer las cosas, me han dado la pauta para seguir adelante. Gracias Gudis, eres una gran artista.

A Karina Llamas, por que con tu sonrisa esparces la casa de felicidad y alegría. Gracias Cuchis, con tu mente realizas grandes logros.

DEDICATORIAS:

A Luis Guerrero:

Cada uno de los instantes que estoy contigo son mágicos, estas en los momentos más difíciles y me enseñas a realizar mis sueños.

Por esto y más eres mi mejor amigo y mi pareja.

Gracias mi amor, quisiera que la magia perdure muchos años más.

“La nada es un Oasis, en dónde todos los que se reflejan beberán”.

A mis amigos y compañeros.

Por hacer el camino más ligero. Angélica Anguiano, Keny Zea, a la familia Lucero Moreno, Gilberto y Mimi Moreno, Jose Alfredo Guerrero, Rosa María Morales, Balmore Hernández, Raúl Montalvo, Esmeralda Ramírez, Alfredo Solorzano, Leonel Moreno, Oscar Figueroa, Paola Quintero, Reynaldo Ramírez, Julio C. Rodríguez, Nick Paez, Susy Ortiz, Ma. Carmen, Cristina Viruel, Sonia Torres, Nestor Noé López Castillo, Jessy y Felipe.

¡Gracias!

“Todos somos protagonistas de nuestras vidas.

Muchas veces son los héroes anónimos los que dejan las marcas duraderas”

Paulo Coelho



RESUMEN

La seguridad es una parte muy importante para la industria en general, debido a que los accidentes generados en el transcurso de los años a provocado cuantiosas pérdidas en la producción, medio ambiente y vidas humanas. La experiencia histórica ha demostrado que estos accidentes están asociados con la falla de los sistemas de seguridad, es por esto, que surge la necesidad de aplicar una metodología para evaluar el nivel de integridad de la seguridad (SIL) de los sistemas instrumentados de seguridad (SIS) en una planta Hidrodesulfuradora de Gasolina (HDG), con el propósito de disminuir los índices de accidentes en la industria.

Por lo anterior, en este trabajo, se aplicó una metodología semi-cuantitativa, basada en la norma ANSI/ISA S84.01, en el análisis LOPA (Layers of Protection Analysis) y fundamentada en la aplicación de prácticas del American Institute of Chemical Engineers (AIChE), en donde, además de evaluar el SIL del SIS existente, también nos permite cuantificar en escenarios de alto riesgo la falta o sobre diseño de capas de protección independientes o SIS.

En el presente trabajo se obtuvieron una serie de recomendaciones, en donde se proponen nuevas capas de protección, o la modificación de las ya existentes. Así como la evaluación del SIL de los interlocks propuestos o existentes, ubicados en los calentadores a fuego directo y en los recipientes donde se requieren Válvulas de Aislamiento de Activación Remota (VAAR).



CONTENIDO.

	PÁGINA
RESUMEN	i
Contenido	ii
Índice de tablas	v
Índice de figuras	vii
Símbolos y abreviaturas	viii
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1	
MARCO TEÓRICO	
1.1. ANTECEDENTES	3
1.2. MÉTODOS DE ANÁLISIS DE RIESGOS	6
1.2.1. Análisis de capas de protección (LOPA).	9
1.2.1.1. Identificación de las capas de protección independientes (IPL).	11
1.2.1.2. Protecciones no consideradas como IPL's	14
1.3. EVALUACIÓN DE RIESGOS	16
1.3.1 Estimación de probabilidad y frecuencia.	18
1.3.2 Probabilidad de Falla en Demanda (PFD).	21
1.4. SISTEMA INSTRUMENTADO DE SEGURIDAD	22
1.5. NIVEL DE INTEGRIDAD DE LA SEGURIDAD	25
1.5.1 Métodos para determinar el SIL.	26



1.5.1.1.	HazOp Modificado.	27
1.5.1.2.	Sólo consecuencia.	28
1.5.1.3.	ALARP (As Low As Reasonably Practicable).	28
1.5.1.4.	Matriz del riesgo.	30
1.5.1.5.	Gráfico del riesgo.	31
1.5.1.6.	Análisis cuantitativo.	32
1.5.1.7.	SIL asignado por mandato corporativo.	33
1.5.2.	Diseño y arquitectura del SIL.	33
1.6.	VÁLVULAS DE AISLAMIENTO DE ACTIVACIÓN REMOTA (VAAR)	36
1.6.1.	Instalación de las VAAR.	36
1.6.2.	Tipos de VAAR y requerimientos mínimos.	38
1.6.3.	Identificación de las VAAR.	42

CAPÍTULO 2

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINA

2.1.	GENERALIDADES DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINA (HDG)	43
2.2.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	45
2.2.1.	Sección de reacción y separación.	46
2.2.1.1.	Relación hidrógeno a hidrocarburos.	49
2.2.1.2.	Temperatura del reactor.	49
2.2.1.3.	Presión del reactor.	50
2.2.2.	Sección de estabilización.	51
2.2.3.	Sección de fraccionamiento.	53



CAPÍTULO 3	
METODOLOGÍA APLICADA	
3.1. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS CUANTITATIVO SIMPLIFICADO PARA LA DETERMINACIÓN DEL SIL PARA UN SIS.	57
3.1.1. Metodología a detalle.	59
CAPÍTULO 4	
RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	
4.1. RESULTADOS.	74
4.1.1. Eventos de alto riesgo (clasificación A y B).	78
4.1.2. Escenarios con interlocks existentes, mencionando su sistema.	86
4.1.3. Sistemas con detectores de fuego, con válvulas de aislamiento de activación remota (VAAR).	98
4.2. ANÁLISIS DE RESULTADOS.	106
CAPÍTULO 5	
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
5.1. CONCLUSIONES.	108
5.2. RECOMENDACIONES.	109
BIBLIOGRAFÍA.	117
GLOSARIO.	120
APÉNDICE	
Apéndice A. Tablas de Probabilidad de Falla en Demanda (PFD).	131
Apéndice B. Estudio del análisis de riesgos del proceso, HazOp.	142



ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 1.1. Accidentes históricos importantes, causas y consecuencias.	4
Tabla 1.2. Métodos de análisis de riesgos.	7
Tabla 1.3. Ejemplos de Protecciones no consideradas como IPL's.	15
Tabla 1.4. Comparación de diferentes métodos para evaluación de riesgos.	17
Tabla 1.5. Niveles de evaluación de riesgos	17
Tabla 1.6. Fuentes selectas de datos para la estimación de probabilidad y frecuencia.	19
Tabla 1.7. Nivel de integridad de la seguridad (SIL).	25
Tabla 1.8. Tabla de decisión de la "solo consecuencia".	28
Tabla 1.9. Tiempo vs Temperatura.	39
Tabla 2.1. Uso de catalizador.	44
Tabla 3.1. Frecuencias límites de la zona de criterio variable para cada categoría de consecuencia y frecuencia máxima aceptable utilizada.	60
Tabla 3.2. Valores de frecuencias para eventos esperados en la vida útil de una planta de proceso.	61
Tabla 3.3. Valores de frecuencia para eventos con probabilidad de ocurrir en la vida útil de una planta de proceso.	62
Tabla 3.4. Valores de las frecuencias al umbral para cada categoría de consecuencias.	62
Tabla 3.5. Descripción de los efectos potenciales de acuerdo a la categoría de consecuencias.	64
Tabla 3.6. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a la cantidad de sustancia derramada.	65
Tabla 3.7. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a las consecuencias en la producción y en las instalaciones.	65



Tabla 3.8.	Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo al costo total las consecuencias.	66
Tabla 3.9.	Valores de la frecuencia para el evento inicial.	66
Tabla 3.10.	Valores de la probabilidad de falla bajo demanda.	68
Tabla 3.11.	Valores típicos de S_{PFD} para algunos elementos representativos de proceso.	69
Tabla 3.12.	Determinación del nivel SIL requerido a partir del valor S_{add} .	73
Tabla 5.1.	Propuesta para la instalación de SIS.	115
Tabla 5.2.	PFD`s para SIL 1.	116



ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1.1. Diagrama de ALARP para la tolerancia del riesgo.	29
Figura 1.2. Relación entre la reducción del riesgo y el costo del ciclo de vida.	29
Figura 1.3. Matriz dimensional del riesgo.	30
Figura 1.4. Matriz tridimensional del riesgo.	31
Figura 1.5. Propuesta de arquitectura para SIL 1.	34
Figura 1.6. Propuesta de arquitectura para SIL 2.	34
Figura 1.7. Propuesta de Arquitectura para SIL 3.	35
Figura 3.1. Representación de los criterios de aceptabilidad de riesgos en un diagrama frecuencia - gravedad.	60
Figura 3.2. Capas de protección de un proceso, finalidad y consecuencias de fallas bajo demanda.	67
Figura 5.1. Diagrama de Flujo Genérico para el SIS.	111
Figura 5.2. Configuración SIL 1, caso A.	112
Figura 5.3. Configuración SIL 1, caso B.	113
Figura 5.4. Configuración SIL 1, caso C.	114
Figura 5.5. Propuesta de arquitectura genérica para una configuración SIL 1.	116



SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS.

- ✦ AI = Aire de Instrumentos.
- ✦ AIChE = American Institute of Chemical Engineers = Instituto Americano de Ingenieros Químicos.
- ✦ API = American Petroleum Institute = Instituto Americano del Petróleo.
- ✦ ATM = Atmósfera.
- ✦ BLEVE = Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion = Explosión de vapor de líquido en expansión en ebullición.
- ✦ BPCS = Basic Process Control System = Sistemas del control básico del proceso.
- ✦ BTX = Planta productora de Benceno, Tolueno y Xileno perteneciente a la refinería.
- ✦ CD = Corriente Directa.
- ✦ CCPS = Center Chemical Process Safety = Centro de Seguridad de Procesos Químicos.
- ✦ E/ES = Eléctrico / Electrónico.
- ✦ EPM = Elemento primario de medición.
- ✦ E/S = (I/O) = Entrada / Salida.
- ✦ ESD = Emergency Shut Down = Sistema de paro por emergencia.
- ✦ HazOp = Hazard and Operability = Análisis de riesgos y operabilidad.
- ✦ HDG = Hidrodesulfuradora de Gasolina perteneciente a la Refinería.
- ✦ ISA = Instrument Society of America = Sociedad Americana de Instrumentación.
- ✦ LED = Light Emitting Diode = Diodo emisor de luz.
- ✦ LIE (LEL) = Límite Inferior de Explosividad.
- ✦ 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.
- ✦ OCS = Open Control System = Sistema abierto de control.
- ✦ OSAT = On Site Acceptation Test = Prueba de aceptación en sitio.
- ✦ 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 riesgo de los procesos.
- ✦ PLC = Program Logic Control = Solucionador lógico.
- ✦ ppm = Partes por millón.
- ✦ RNP = Reformadora de Naftas Pesadas.
- ✦ 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.
- ✦ DCS = Distributed Control of System = Sistema de control distribuido.
- ✦ U-500 = Planta Reformadora de Naftas perteneciente a la Refinería.
- ✦ VAAR = Válvula de Aislamiento de Activación Remota.



INTRODUCCIÓN

En la industria en general, la seguridad es un factor muy importante, debido a que grandes desastres han obligado a las industrias al mejoramiento de sus sistemas de seguridad, ya que, estos se asocian a dichos desastres; por esto, existe inquietud por utilizar técnicas sistematizadas para eliminar y reducir los riesgos, estos conllevan al uso de metodologías más confiables para la identificación de riesgos potenciales.

El presente trabajo tiene como objetivo general: Evaluar el nivel de integridad de la seguridad (SIL) de los sistemas instrumentados de seguridad (SIS) de una planta Hidrodesulfuradora de Gasolina (HDG). Y como objetivos particulares:

- ♦ Realizar un análisis de riesgos (usando la técnica HazOp) en una planta HDG.
- ♦ Identificar capas de protección y evaluar su efectividad, mediante el método de análisis de capas de protección (Layers Of Protection Analysis, LOPA) con el propósito de prevenir los peligros identificados o reducir los riesgos.
- ♦ Determinar y justificar la necesidad del uso del SIS, en caso de que las protecciones no sean suficientes, o en su caso proponer capas no-SIS.
- ♦ Evaluar el nivel de integridad de la seguridad, SIL si un SIS es recomendado.

Este trabajo se realiza en la UNAM (Facultad de Química) como una propuesta de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas en Minatitlán, Veracruz, debido a la necesidad de evaluar los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) de manera rápida y efectiva; en una planta Hidrodesulfuradora de Gasolina, ya que se



maneja hidrógeno y grandes inventarios de gasolina, la cuál es altamente inflamable.

Para la realización del presente trabajo se aplicó una metodología semi-cuantitativa, basada en el análisis de capas de protección (LOPA). Y como resultado de este trabajo se emite una serie de recomendaciones, en donde se proponen capas de protección adicionales, y/o la modificación de las ya existentes; así como la evaluación del SIL de los interlocks ubicados en calentadores a fuego directo y Válvulas de Aislamiento de Activación Remota (VAAR).

Este trabajo consta de cinco capítulos. En el primer capítulo se describen los diferentes métodos para el análisis de riesgos, pero dando un mayor énfasis al método LOPA; y además se define conceptualmente el SIL, SIS y sus configuraciones y los requerimientos normativos para la instalación de las VAAR.

En el capítulo 2, se describe el proceso de la planta HDG.

En el capítulo 3, se explica a detalle la metodología que se aplicó para la realización de este trabajo.

En el capítulo 4. Se muestran los resultados y sus comentarios de los escenarios de alto riesgo, clasificación A y B, según el HazOp; escenarios con interlocks y con VAAR.

Y por último, en el capítulo 5 se presentan las conclusiones y recomendaciones del método aplicado y de los resultados.





CAPÍTULO 1

MARCO TEÓRICO

1.1. ANTECEDENTES.

La industria petrolera forma parte de tecnologías ineludibles para el desarrollo, pero a su vez, son fuente de peligro para el hombre. En efecto, un accidente en una instalación petrolera podría afectar al personal, al medio ambiente, y además, es preciso tomar en cuenta que si el accidente adquiere dimensiones catastróficas podrían extenderse al público que habita en sus inmediaciones.

Tales accidentes no pueden anticiparse con facilidad y no se puede esperar hasta que ocurran para tomar decisiones, estos prácticamente nunca se producen por la acción de un solo factor, si no que son el resultado de la coexistencia de fallas en los equipos, errores humanos e indisponibilidades, que al combinarse de forma inesperada desencadenan grandes desastres.

Algunos accidentes, a menudo, no tienen como resultado fallecimientos inmediatos, pero, representan una amenaza a largo plazo para la salud humana y para la estabilidad de los ecosistemas. Es así, como la ocurrencia de una serie de accidentes catastróficos (Tabla 1.1.) ayudaron al avance de métodos para “el análisis de riesgos”.

Para enfrentar tales circunstancias es preciso contar con contramedidas mitigativas efectivas, normalmente previstas en los planes de emergencia.



Capítulo 1
Marco Teórico



Tabla 1.1 Accidentes históricos importantes, causas y consecuencias.⁽²⁾⁽²¹⁾⁽²²⁾

FECHA	LUGAR	ACTIVIDAD	PRODUCTO	CAUSA	CONSECUENCIAS
16 ABR 1947	Texas City, Estados Unidos	Transporte marítimo	Nitrato de amonio	Explosión	552 muertos 3,000 heridos
4 ENE 1966	Feyzin, Francia	Almacenamiento	Propano	BLEVE	18 muertos, 81 heridos Pérdidas de US\$ 68 millones
13 JUL 1973	Potchefstroom, África del Sur	Almacenamiento	Amoniaco	Fuga	18 muertos 65 intoxicados
1 JUN 1974	Flixborough, Reino Unido	Planta de Caprolactama	Ciclo- hexano	Explosión Incendio	28 muertos, 104 heridos Pérdidas de US\$ 412 millones
10 JUL 1976	Seveso, Italia	Procesamiento en planta	TCDD	Explosión	Contaminación de un área extensa debido a la emisión de dioxina
6 MAR 1978	Portsall, Reino Unido	Transporte marítimo	Petróleo	Encalladura	230.000 ton Pérdidas de US\$ 85,2 millones
11 JUL 1978	San Carlos, España	Transporte en autotanque	Propano	VCE	216 muertos, 200 heridos
19 NOV 1984	Estado de México	Almacenamiento	GLP	BLEVE Incendio	650 muertos, 6400 heridos Pérdidas de US\$ 22,5 millones
3 DIC 1984	Bhopal, India	Almacenamiento	Isocianato de metilo	Emisión tóxica	4.000 muertos 200.000 intoxicados
28 ABR 1986	Chernobyl, Rusia	Fábrica nuclear	Uranio	Explosión	135.000 personas evacuadas
3 JUN 1989	Ufa, Rusia	Conducción por ducto	GLN	VCE	645 muertos 500 heridos
24 MAR 1989	Alaska, Estados Unidos	Transporte marítimo	Petróleo	Encalladura	40.000 ton 100.000 aves
11 MAR 1991	Catzacoala	Procesamiento en planta	Cloro	Fuga Explosión	Pérdidas de US\$ 150 millones
22 ABR 1992	Guadalajara, México	Conducción por ducto	Gasolina	Explosión	300 muertos
15 FEB 1996	Mill Bay, Reino Unido	Transporte marítimo	Petróleo	Falla operacional	70.000 ton 2.300 aves muertas



Capítulo 1 Marco Teórico



Las industrias de energía nuclear, aeroespaciales y de procesos químicos, encabezaron el desarrollo de los procedimientos de análisis de riesgos a partir de la década de los 50's. Conforme incrementaban los avances de la tecnología, se requerían sistemas de control y seguridad más precisos; hasta la fecha estos avances siguen presentes en los procesos industriales, en los cuales hay diversas modificaciones de acuerdo a las consecuencias de los accidentes ocurridos (daños al personal, medio ambiente, equipos, producción). Por ello, en 1996 se aprobó la norma ISA-S84-01 "Aplicaciones de Sistemas Instrumentados de Seguridad para las Industrias del Proceso".

La norma ISA-S84-01 identifica los pasos del ciclo de vida de los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS), y también 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 "no SIS" para reducir o prevenir los riesgos identificados, y finalmente evaluar el SIL, solo si es necesario el uso de un SIS.

Para la realización del presente trabajo, se utilizó el método de análisis de capas de protección (LOPA), el cuál se mencionará más adelante a detalle.



1.2. MÉTODOS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.

El análisis de riesgos es un conjunto de técnicas que permiten identificar, analizar y evaluar de forma sistemática la probabilidad de ocurrencia de riesgos que pueden provocar en un determinado momento algún accidente.

En términos generales, el análisis de riesgos se compone de los siguientes pasos:

- a) Identificar y evaluar riesgos;
- b) Analizar y cuantificar riesgos;
- c) Evaluar efectos y consecuencias;
- d) Evaluar probabilidades de ocurrencia;
- e) Tomar decisiones;
- f) Y reducción del riesgo.

La identificación de los riesgos debe de llevarse a cabo periódicamente a través de la vida de operación del proceso.

Al ser detectados los riesgos, mediante cualquiera de los análisis ya mencionados, es conveniente evaluar, mediante un análisis costo-beneficio, el nivel de riesgo, con la finalidad de integrar las opciones para reducir dichos riesgos.

Los análisis de riesgos pueden ser cualitativos, semi-cuantitativos ó cuantitativos. En la tabla 1.2. se muestran las características más importantes, de diversos métodos para el análisis de riesgos, Los datos de dicha tabla, es información obtenida de (2), (3), (23) y (24).

Para el presente trabajo, se utiliza el método de análisis de capas de protección, LOPA, el cuál se describe más adelante a detalle.



Tabla 1.2. Métodos de análisis de riesgos.*

MÉTODOS CUALITATIVOS	
MÉTODO	DEFINICIÓN
CHECKLISTS	Es un conjunto ordenado de preguntas que se hacen acerca de la organización, operación, mantenimiento, y otras áreas importantes de la planta.
WHAT IF?	Considera las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. Este método toma en cuenta una falla determinada con la pregunta ¿Qué pasa si...?.
ANÁLISIS DE MODO DE FALLAS Y EFECTOS (FMEA)	Consiste en una determinación de componentes individuales con el objetivo de evaluar los efectos que una falla de los mismos puede tener sobre el sistema. Es un análisis metódico, que se enfoca en fallas en el funcionamiento de componentes.
ANÁLISIS DE PELIGROS Y OPERABILIDAD (HazOp)	Es una técnica que se desarrolló para identificar riesgos y problemas que impiden una operación eficiente. Es una herramienta sistemática usada por un equipo multidisciplinario para llevar a cabo un estudio de riesgos y operabilidad en una sección del proceso, usa una serie de palabras guía, aplicadas a cada parámetro seleccionad o del proceso ó de los controles administrativos.
MÉTODOS SEMI-CUANTITATIVOS	
MÉTODO	DEFINICIÓN
ÍNDICE DOW (IDD)	Índice de fuego y explosión es utilizado con frecuencia en la industria química, porque toma en cuenta aspectos relacionados con los riesgos intrínsecos del material, las cantidades manejadas, condiciones de operación, etc.
ANÁLISIS DE CAPAS DE PROTECCIÓN (LOPA) *Método utilizado en el presente trabajo.	Es la metodología más reciente para la evaluación del peligro y la gravedad de riesgo. LOPA ayuda al analista a tomar decisiones constantes en la validez de las capas existentes o propuestas de la perspectiva de protección contra un accidente. El proceso de toma de decisión satisface a los criterios de riesgo-decisión.



MÉTODOS CUANTITATIVOS	
MÉTODO	DEFINICIÓN
ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (FTA)	Es un proceso deductivo que permite determinar como puede tener lugar un evento particular (evento indeseable). Dicho análisis descompone un accidente en sus elementos raíz. El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el evento culminante que ocupa la cúspide del árbol.
ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS	Este análisis tiene como objetivo determinar las consecuencias que pueda tener un evento indeseado en una planta. Para realizar una estimación de estas consecuencias se usan modelos matemáticos que simulan el incidente. Éstos están constituidos por ecuaciones empíricas o fundamentos que representan los procesos fisicoquímicos involucrados.
ANÁLISIS DE CONFIABILIDAD HUMANA	Evalúa sistemáticamente los factores que influyen en cómo se desempeñan los operadores, personal de mantenimiento, técnicos, ingenieros, supervisores, etc. Utiliza uno de varios tipos de análisis de tareas que describen las características físicas y ambientales, junto con las habilidades, para desempeñar la tarea con éxito.

* Llamas Moreno, Fanny M. Fac. de Química. 2003.



1.2.1. Análisis de Capas de Protección (LOPA).

El análisis de capas protección LOPA (Layers of Protection Analysis), es la metodología más reciente para la evaluación del peligro y la gravedad de riesgo. LOPA ayuda al analista a tomar decisiones constantes en la validez de las capas existentes o propuestas de la perspectiva de protección contra un accidente. El proceso de toma de decisión satisface a los criterios de causa-consecuencia.

“LOPA es una forma simplificada de evaluación de riesgos. LOPA usa categorías de órdenes de magnitud para evaluar la frecuencia de eventos iniciales, gravedad de consecuencias y probabilidad de fallas de capas de protección independiente, con la finalidad de acercarse al escenario de riesgo. LOPA es una herramienta de análisis típicamente elaborada sobre la información desarrollada durante una evaluación de riesgos cualitativa (Process Hazard Analysis, PHA). LOPA es implementado usando una serie de reglas.”⁽¹⁶⁾

“El propósito primario de LOPA es determinar si hay suficientes capas de protección en un escenario de riesgo (¿puede el riesgo ser tolerado?). 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.”⁽¹⁶⁾

Como todo método analítico, LOPA tiene reglas que pueden ser divididas en etapas:

Etapa 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.

Etapa 2. Selección 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.

Etapa 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.

Etapa 4. Identificar las capas de protección independientes y estimar la probabilidad de falla en demanda (este dato se explica a detalle en el apartado 1.3.2.) 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. El reconocimiento de la existencia de capas de protección que reúnan los requerimientos de capas de protección independientes para un escenario dado, es el corazón de LOPA.

Etapa 5. Estimar el riesgo del escenario por combinación matemática de los datos de consecuencia, evento inicial, y capas de protección independientes. Otros factores pueden ser incluidos durante el cálculo, dependiendo de la definición de consecuencias, para lo cual se pueden incluir aproximaciones de métodos gráficos, y fórmulas aritméticas.



Etapa 6. Evaluar el riesgo para alcanzar una decisión acerca del escenario en estudio.

1.2.1.1. Identificación de las capas de protección independientes (IPL).

Una capa de protección independiente es un dispositivo, sistema o acción, la cual es capaz de impedir un escenario indeseable, independiente del evento ó de otra capa de protección asociado con el escenario. La efectividad e independencia de un IPL deben ser verificables.

Es importante tener presente la diferencia entre un IPL y una protección. Una protección es cualquier sistema del dispositivo o acción, que interrumpirá la cadena de eventos que siguen una vez que inició el evento. Sin embargo, no puede cuantificarse la efectividad de algunas protecciones debido a la falta de datos, la duda acerca de la independencia o efectividad, u otros factores.

La efectividad de un IPL es cuantificada en términos de la Probabilidad de Falla en Demanda (PFD), la cuál se explica más adelante.

Las protecciones se clasifican como: Activas o pasivas; y, preventivas o mitigadas.

Todas las IPL`s son protecciones, pero no todas las protecciones son IPL`s. Es importante saber cuando son protecciones y cuando son IPL`s. Para que un dispositivo, sistema, o acción sea considerado como una IPL`s, debe ser:

- ♦ Efectiva para prevenir consecuencias indeseadas, asociadas con el escenario, y es calificado usando la PFD.
- ♦ Independiente del evento inicial y de los componentes de cualquier otro IPL ya existentes para el mismo evento.



- ♦ Una buena ayuda para evaluar la efectividad de IPL, es que la capa debe ser bastante grande, rápida y fuerte.
- ♦ Debe ser auditable y capaz de aprobarse de alguna manera (por documentación, revisión, pruebas, etcétera).

A continuación se explicará en que momentos se puede considerar IPL's, en el método LOPA:

- ♦ Diseño del proceso.

En muchas compañías, se sabe que algunos escenarios no pueden ocurrir cuando es seguro el equipo de proceso. Por ejemplo, los equipos podrían diseñarse para resistir presión máxima para un evento en particular, limitar el nivel del equipo, carga baja, química, modificaciones, etc. Los eventos son eliminados inherentemente por un diseño más seguro. Cuando el equipo es seguro, tiene una probabilidad de falla muy baja, y de no ser así, se puede solucionar dándole mantenimiento, revisiones, y así, mitigar el evento no deseado.

- ♦ Sistemas de control básico del proceso (BPCS).

Los sistemas de control básico del proceso (BPCS), incluyendo los controladores manuales, es el primer nivel de protección durante el funcionamiento normal. El BPCS esta diseñado para mantener el proceso operando de manera segura. El funcionamiento normal de un BPCS puede acreditarse como un IPL si esta dentro de los criterios apropiados. Si falla el BPCS, puede iniciar el evento no deseado. Al considerar el BPCS como una IPL, también existe la posibilidad de que un error humano pueda disminuir la efectividad del BPCS.



♦ Alarmas críticas e intervención humana.

Estos sistemas son el segundo nivel de protección durante la operación normal y pueden ser activadas por el BPCS. La acción u decisión que toma el operador por la activación de las alarmas, puede confirmarse como un IPL. Los procedimientos de la compañía pueden mejorar la intervención humana en el sistema, pero no son considerados como IPL.

♦ Sistema instrumentado de seguridad (SIS).

Un SIS es una combinación de sensores, solucionadores lógicos, y un elemento final con un nivel de integridad de seguridad específico, que al detectar irregularidades en el proceso, tienen la función de llevar al proceso a condiciones más seguras. Un SIS es funcionalmente independiente del BPCS. Normalmente se considera que un SIS es un IPL y, que el diseño del sistema, el nivel de redundancia, y la cantidad y tipo de prueba determinarán la PFD del SIS en el LOPA. El SIS también es conocido como "interlock".

Para determinar si un SIS es necesario, se deben realizar varios pasos, y, de ser así, se requiere determinar que nivel de integridad de la seguridad (SIL) se necesita para resolver niveles corporativos. La norma no especifica la forma de desarrollar esos pasos. Las compañías necesitan desarrollar y poner metodologías sistemáticas del gravamen en ejecución de riesgo para proporcionar la información y tenerla como base para cada decisión. Aplicando estas metodologías, las compañías pueden determinar qué tan eficaces son los SIS's, para mitigar los eventos no deseados.

El método que se utilizó para la determinación del SIL en este trabajo es el análisis de capas de protección (LOPA).



- ♦ Protecciones de escape (válvulas de alivio, discos de ruptura, etcétera).

Estas IPL's son dispositivos pasivos, los cuales proporcionan protección cuando hay altos niveles de sobre presión. Sin embargo, su efectividad puede arruinarse al violar las reglas o los servicios corrosivos de protección ambiental, por ejemplo, si se instalan las válvulas de bloqueo debajo de las 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.

- ♦ Responsable del paro de emergencia.

Las brigadas de contra incendio, los sistemas manuales contra inundación, los sistemas de evacuación, etcétera, normalmente no son consideradas como IPL's, ya que son activados después de iniciadas las descargas o las fugas, y también hay demasiadas variables (por ejemplo, retrasos de tiempo) que afectan su efectividad para mitigar el evento.

- ♦ Responsable de la comunicación en caso de desastre.

Estas medidas que incluyen la evacuación del personal y su protección, normalmente no son consideradas como IPL's, ya que son activadas después de iniciadas las descargas o las fugas, y también hay demasiadas variables (por ejemplo, retrasos de tiempo) que afectan su efectividad para mitigar el evento.

1.2.1.2. Protecciones no consideradas como IPL's.

Las protecciones que no son consideradas como capas de protección independientes se muestran en la Tabla 1.3.



Tabla 1.3. Ejemplos de protecciones no consideradas como IPL's.⁽³⁾

Protecciones no consideradas como IPL's	Comentarios
Entrenamiento y Certificación	Estos factores pueden ser considerados en la evaluación del PFD con la acción del operador, pero, por si solos no son considerados como 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 se supone que están en lugar de las evaluaciones de riesgo y son la base para juzgar la determinación de la PFD. La revisión e inspección afecta la PFD de cierto IPL's. Prolongando los intervalos de inspección y prueba puede incrementar la PFD de una capa de protección independiente.
Mantenimiento	Esta actividad se supone que esta en lugar de las evaluaciones de riesgos y son la base para juzgar la determinación de 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, inciertas u ocultas, entonces las señales afectan a la PFD de ciertas IPL's.
Protección contra incendio	Estas protecciones no son consideradas a menudo como una IPL, como es un evento posterior para muchos escenarios su disponibilidad y efectividad puede ser afectada por la explosión y fuego. Sin embargo, si una compañía puede demostrar que reúne los requisitos de una IPL para un escenario dado, este puede ser usado. Estas protecciones son usadas para mitigar consecuencias mayores en escenarios que ya han ocurrido.



1.3. EVALUACIÓN DE RIESGOS.

Al ser detectados los riesgos, mediante cualquiera de los análisis ya mencionados, es conveniente evaluar, mediante un análisis costo-beneficio, el nivel de riesgo, con la finalidad de integrar las opciones para reducir dichos riesgos.

La evaluación de riesgos significa comparar el estimado de análisis de riesgos contra un criterio de riesgos objetivos; es también el proceso mediante el cual se estima la forma, dimensión y características de los riesgos.

Los estudios de evaluación de riesgos pueden realizarse sobre un proceso completo, una unidad, o escenarios selectos. También pueden ser dirigidos hacia muertes fuera del sitio, daños ambientales y otras consecuencias. Los enfoques de evaluación de riesgos difieren en mayor grado en términos de nivel y detalle; el nivel adecuado normalmente se determina por los peligros específicos, el nivel de riesgos inherentes en un proceso estimado y la disponibilidad de datos. Cuanto más detallado sea el estudio, más tiempo y recursos requiere.

La mayoría de las evaluaciones de riesgos son cualitativas o semi-cuantitativas y un número más pequeño de ellas son cuantitativas. Los análisis cualitativos y semi-cuantitativos se consideran apropiados para propósitos de clasificación, utilizando una medida aproximada o relativa del riesgo como en un escenario del "peor de los casos".

La evaluación de riesgos se realiza estudiando la información de ingeniería y empleándose técnicas como HazOp. El análisis mostrará si se justifica la inversión en un sistema sofisticado de seguridad automático o si se deben



desarrollar *instructivos de operación* específicos para el caso, o una combinación de ambos, etc.

Tabla. 1.4. Comparación de diferentes métodos para evaluación de riesgos.⁽²³⁾

Métodos	Cualitativos: HazOp, What If?, Checklist, FMEA	Semi-cuantitativos: LOPA, FMEA cuantificado, Índice Dow	Cuantitativos: árbol de eventos, árbol de fallas, análisis de confiabilidad humana
Problemas Sencillos	Bueno	Bueno	Excesivo
Problemas Complejos	Pobre	Regular	Bueno

Una vez que ya se haya determinado el nivel de riesgo, se puede modificar con medidas de seguridad más estrictas, por lo que es necesario establecer un valor probabilístico para el accidente que se está evaluando, realizándose a través de un análisis del costo al implementar las medidas necesarias.

Tabla. 1.5. Niveles de evaluación riesgos.⁽²³⁾

NIVEL	ESTRATEGIAS DEL RIESGO	RESULTADO DE ACCIONES
Nivel 1	Clasificación	Consecuencias del peor de los casos; evaluación de inventarios de materiales peligrosos importantes.
Nivel 2	Encuesta	Evaluación semi-cuantitativa de los principales peligros del proceso, sistemas de administración de la seguridad, capacidades de respuesta de protecciones de incendio/emergencias.
Nivel 3	Evaluación	Cuantificación plena de los riesgos operacionales.



1.3.1. 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 de 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 2×10^{-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, 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 1.6.



Tabla 1.6. Fuentes selectas de datos para la estimación de probabilidad y frecuencia.⁽²³⁾

Fuente	Organización o Editor	Contenido
<i>Guidelines for Process Equipment Reliability Data with Data Tables.</i>	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.
<i>Failure Model/Mechanism Distributions (FMD-91)</i>	Centro de confiabilidad de análisis, 1991.	Contiene información sobre la distribución de modos de falla para válvulas, instrumentos, bombas, hardware, etc.
<i>OREDA, Offshore Reliability Data Handbook, 2d ed.</i>	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, <i>Reliability and Maintainability in Perspective</i>	Macmillan, 1985.	
A. D. Swain and H. E. Guttman, <i>Handbook of Human Reliability Analysis with Emphasis on Nuclear Power Plant Applications</i>	NUREG/CR-1278, Comisión Reglamentaria Nuclear de EE.UU., octubre de 1980.	
<i>Methodologies for Hazard Analysis and Risk Assessment in the Petroleum Refining and Storage Industry</i>	Preparado por el Grupo Específico de Evaluación de Riesgos de Concawe, diciembre de 1982.	Proporciona índices de fallas para diversos errores humanos.
D. W. Johnson y J. R. Welker, <i>Development of an Improved LNG Plant Failure Rate Data Base, GRI-80/0093</i>	Informe final, Instituto de investigación del gas, septiembre de 1981.	Contiene información sobre instrumentación y piezas importantes de equipo.



<p>F. P. Lees, <i>Loss Prevention in the Process Industries</i></p>	<p>Butterworth, Londres, 1980.</p>	<p>Proporciona datos sobre instrumentación y dispositivos de control tales como válvulas.</p>
<p>"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".</p>	<p><i>IEEE Transactions on Industry Applications</i>, vol. IA-10, no. 2, marzo-abril 1974, pp. 213-235 Y pp. 242-252.</p>	<p>Proporciona información sobre interruptores de circuito, transformadores, cables y otro equipo eléctrico.</p>
<p><i>Component Failure and Repair Data for Coal-Fired Power Units</i></p>	<p>Preparado por Fluor Power Services, Inc. EPRIAP-2071. RP239-2, Topical Report. Octubre de 1981, Instituto de Investigación de Energía Eléctrica</p>	<p>Contiene información útil sobre agitadores, ventiladores y otras piezas de equipo grandes.</p>
<p><i>Reactor Safety Study, Appendix III: Failure Data WASH-1400 (NUREG-75/014)</i></p>	<p>Comisión reglamentaria nuclear de Estados Unidos, octubre de 1975.</p>	<p>Proporciona información sobre errores humanos así como fallas de equipo y es una de las fuentes más extensas de estimados de fallas por demanda.</p>

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, análisis de efectos y modos de falla, y análisis preliminar de peligros (PHA), así como, un enfoque de clasificación cualitativo.

El procedimiento establecido por el CCPS 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.



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

1.3.2. Probabilidad de Falla en Demanda (PFD).

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.

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 del sistema instrumentado de seguridad se debe determinar matemáticamente. En la metodología utilizada para la evaluación se usaron datos ya registrados, y se basó en la siguiente fuente de información: "Guidlines for Process Equipment Reliability Data with Data Tables", proporcionada por CCPS/AIChE, 1989.

La PFD se define como la probabilidad de que un sistema no realizará una función específica hacia la demanda. La PFD es un número de dimensiones entre 0 y 1. Cuanta más pequeña sea la PFD, el evento es menos riesgoso. A partir de la PFD obtenida se determina el valor del SIL del sistema.



1.4. SISTEMA INSTRUMENTADO DE SEGURIDAD (SIS).

Un SIS es una combinación de sensores, solucionadores lógicos, y elementos finales de control con un nivel de integridad de la seguridad específico, que al detectar situaciones irregulares en el proceso, tienen la función de llevar al proceso a condiciones más seguras. Logrando, incluso detener la operación de dicho proceso o activar sistemas automáticos de protección y mitigación.

- Un SIS desempeña una o más funciones instrumentadas de seguridad (SIF`s), algunas veces llamadas interlock de seguridad ó alarmas críticas de seguridad. Un grupo de funciones básicas de seguridad conforman un SIS (también llamado sistemas de paro de emergencia).
- Un SIS es funcionalmente independiente del BPCS.
- Los dispositivos de medición, procesadores lógicos, y elementos finales de control usados para una SIF son aislados de los dispositivos similares en el BPCS, excepto donde las señales pueden ser compartidas en sacrificio de la probabilidad de falla en demanda (PFD) de la función instrumentada de seguridad (SIF).

Cada uno de las funciones instrumentadas de seguridad (SIF`s) del SIS tendrá su propio valor de PFD basada en:

- El número y tipo de sensores, solucionadores lógicos, y elementos finales de control.
- El intervalo de tiempo entre pruebas funcionales periódicas de los componentes del sistema.



El rendimiento de reducción al riesgo de una función instrumentada de seguridad esta definida en términos de su PFD. Y esta se clasifica en categorías llamadas niveles de integridad de la seguridad:

SIL 1 - $1 \times 10^{-1} \leq \text{PFD} < 1 \times 10^{-2}$ - estas funciones instrumentadas de seguridad son normalmente implementadas con un sensor simple, solucionador lógico, y un elemento final de control.

SIL 2 - $1 \times 10^{-2} \leq \text{PFD} < 1 \times 10^{-3}$ - estas funciones instrumentadas de seguridad son normalmente redundancias completas del sensor a través del solucionador lógico y el elemento final de control.

SIL 3 - $1 \times 10^{-3} \leq \text{PFD} < 1 \times 10^{-4}$ - estas funciones instrumentadas de seguridad son normalmente redundancias completas del sensor a través del solucionador lógico y el elemento final de control, esto requiere de cuidados de diseño y frecuente corrección de pruebas para alcanzar valores bajos de PFD. Muchas compañías tienen un número limitado de SIL 3 debido a los altos costos asociados con la arquitectura.

¿Porque un SIS debe ser funcionalmente independiente del BPCS?

- ♦ El método LOPA usa la independencia para asegurar que el efecto del evento inicial, o de cualquier otras IPL's (BPCS), no interactúen con una especifica IPL (SIS) y por consiguiente degraden sus habilidades para desempeñar sus funciones.
- ♦ La IPL (SIS) debe ser independiente de la ocurrencia, o consecuencia, del evento inicial, y la falla de cualquier componente de una IPL (BPCS) ya acreditada en el mismo escenario.



Si se tiene una situación irregular en un escenario en estudio, el primer nivel de protección es el sistema de control básico de proceso, el cual, 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 generare 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.

El segundo nivel de protección que se tiene en un escenario, esta formado por alarma e intervención humana cuyo nivel de confiabilidad esta supeditado a la intervención y destreza del personal de planta, por lo que es importante tener una capa de mayor confiabilidad (SIS) que garantice la prevención o minimice los incidentes o consecuencias.

Es importante que el SIS no dependa directamente del BPCS; de ser así, a falla de éste, aumentaría la probabilidad de falla en demanda del SIS y por lo tanto este no cumpliría eficientemente con la función de actuar como sistema de seguridad.



1.5. NIVEL DE INTEGRIDAD DE LA SEGURIDAD (SIL).

El SIL es una medida de la reducción del riesgo, dada por una función instrumentada de seguridad (SIF), basada en cuatro niveles discretos, donde la reducción del riesgo se representa en órdenes de magnitud. Todo SIF tiene un SIL asignado; el SIS por si solo no tiene un SIL asignado; ni los equipos tienen SIL. Existen dos tipos de SIL:

- ✦ SIL objetivo: Es la cantidad con la que contribuye una función instrumentada de seguridad, y debe ser obtenida como parte de la reducción del riesgo total para una función de seguridad.
- ✦ SIL de diseño: Es el SIL obtenido a partir del diseño del hardware y software del SIF, el cuál es determinado por los cálculos de comprobación.

Con la introducción de ISA-S84.01-1996, "Aplicación del Sistema de Seguridad Instrumentado para los Procesos Industriales", muchas compañías están comenzando a determinar los efectos que esta norma tiene en nuevos y existentes dispositivos de seguridad en sus instalaciones.

Tabla 1.7. Nivel de integridad de la seguridad (SIL).⁽¹⁾

SIL		PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA (PFD)	DISPONIBILIDAD DE LA SEGURIDAD
IEC 61508	ISA S84.01		
4		1E-005 a 1 E-004	99.99%
3	3	1E-004 a 1 E-003	99.90%-99.99%
2	2	1E-003 a 1 E-002	99.00%-99.90%
1	1	1E-002 a 1 E-001	90.00%-99.00%

Para obtener el SIL es necesario del uso de la estadística. La integridad de la seguridad se define como "la probabilidad de que un sistema instrumentado de



seguridad (SIS) desarrolle satisfactoriamente los requerimientos de la seguridad bajo todas las condiciones de estado en un período de tiempo". Como se muestra en la Tabla 1.7 la aceptación de un SIL 1 significa que el nivel del peligro o riesgo económico es bajo, pero que un SIS con una disponibilidad de 90% es aceptable. El SIL se define en términos de la PFD. La PFD es un parámetro de confiabilidad, el cual ha sido de gran ayuda para la determinación de la seguridad de un sistema.

1.5.1. Métodos para determinar el SIL.

Se asignan los niveles de seguridad después de que el análisis de riesgos haya concluido que un SIS es requerido. Un análisis de riesgos se realiza para identificar peligros potenciales en la operación de un proceso, como ya se había mencionado anteriormente. El HazOp proporciona una base que provee la prioridad para la puesta en práctica de las estrategias de mitigación del riesgo, tales como SIS o Sistemas de Paro de Emergencia (ESS).

Cuando se termina el HazOp, el riesgo asociado al proceso, en términos de la severidad y probabilidad debe ser entendido. Se establece la severidad del acontecimiento con base en una cierta medida del impacto anticipado o consecuencia del incidente. Esto puede incluir:

- Consecuencias en sitio: Lesión o muerte del trabajador daños de equipo.
- Consecuencias fuera del sitio: Exposición de la comunidad, incluyendo lesión, muerte, así como, daños materiales.
- Consecuencias para el medio ambiente: Emisión de productos químicos peligrosos, contaminación del aire, suelo y abastecimientos de agua daños a las áreas ambientalmente sensibles.



La probabilidad del riesgo es determinada estimando la probabilidad de la ocurrencia prevista. La probabilidad se clasifica como índice alto, medio o bajo de la ocurrencia. Esto a menudo se determina basándose en la experiencia de funcionamiento de la compañía o historia de operación de la industria. La opción del método de la asignación de SIL es dependiente de la metodología corporativa existente del gravamen de riesgo. Existen varios métodos para convertir datos de HazOp en los niveles de seguridad (SIL), incluyendo:

- ✦ HazOp modificado.
- ✦ Sólo consecuencia.
- ✦ ALARP (As Low As Reasonably Practicable).
- ✦ Matriz del riesgo.
- ✦ Gráfico del riesgo.
- ✦ Gravamen cuantitativo.
- ✦ SIL asignado por mandato corporativo.

A continuación se describe cada uno de los métodos.

1.5.1.1. HazOp Modificado.

El HazOp modificado es una amplificación del proceso HazOp. Es una asignación intrínseca del SIL basada en la comprensión cualitativa que tiene 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. El SIL es asignado cualitativamente examinando el potencial del riesgo y seleccionando un SIL que parezca apropiado por la valoración del riesgo del equipo. El personal debe tener experiencia en el proceso.



1.5.1.2. Sólo consecuencia.

Es una técnica muy moderada, utiliza una valoración de la consecuencia potencial del incidente. No es necesaria la frecuencia con la que ocurre el incidente, por lo tanto, todos los incidentes que den por resultado fatalidades, tendrían el mismo SIL sin importar que tan periódico pudiera ocurrir el incidente en la Tabla 1.8 se muestra el SIL correspondiente a la consecuencia.

Tabla 1.8. Tabla de decisión de la “solo consecuencia”.⁽⁸⁾

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 la herramienta más simple a utilizar, porque no es necesario estimar la probabilidad del incidente. Este método es conveniente cuando el proceso es muy limitado.

1.5.1.3. ALARP (As Low As Reasonably Practicable).

En esta metodología, el riesgo esta asociado con su costo, mientras mayor riesgo mayor será el costo. Según la metodología, el riesgo se debe reducir tan bajo como razonablemente practicable, centrándose en una definición del riesgo tolerable. El riesgo del proceso se divide en tres porciones: riesgo inaceptable, ALARP y costo inaceptable (Figura 1.1). En la región de ALARP, el costo de diseño del SIS se compara con la cantidad de reducción del riesgo alcanzada cuando se usa el SIS. La ventaja asociada al instalar o mejorar un diseño del SIS es a menudo una reducción en el número de lesiones o fatalidades. Para asegurarse de que las ventajas estén medidas tan cuidadosamente como los



costos percibidos, el utilizador de este método debe poner un valor cuantificado a cada lesión o fatalidad potencial. Si no, un presupuesto de proyecto individual determinaría el valor. Esto es inaceptable desde un punto de vista corporativo del riesgo.

Figura 1.1. Diagrama de ALARP para la tolerancia del riesgo.⁽¹¹⁾

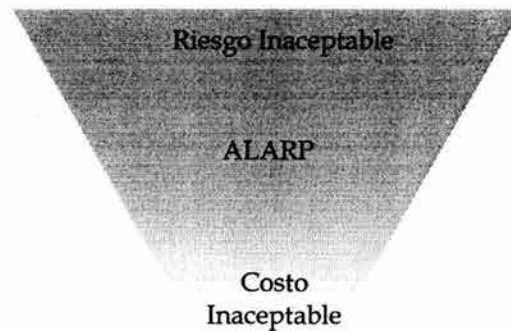
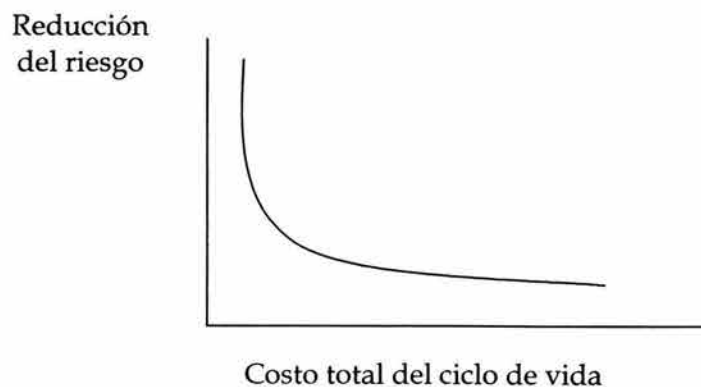


Figura 1.2. Relación entre la reducción del riesgo y el costo del ciclo de vida.⁽¹¹⁾





1.5.1.4. Matriz del riesgo.

Es una de las técnicas más comunes en las compañías petroquímicas y dedicadas a la elaboración de productos químicos, proporciona una reciprocidad entre el SIL, y la probabilidad del riesgo. El método de matriz del riesgo permite que la probabilidad del evento potencial sea considerada durante la asignación de SIL. Las capas de protección deben ser independientes, comprobables, confiables y diseñadas para la mitigación del riesgo específico. La Figura 1.3 muestra una matriz dimensional.

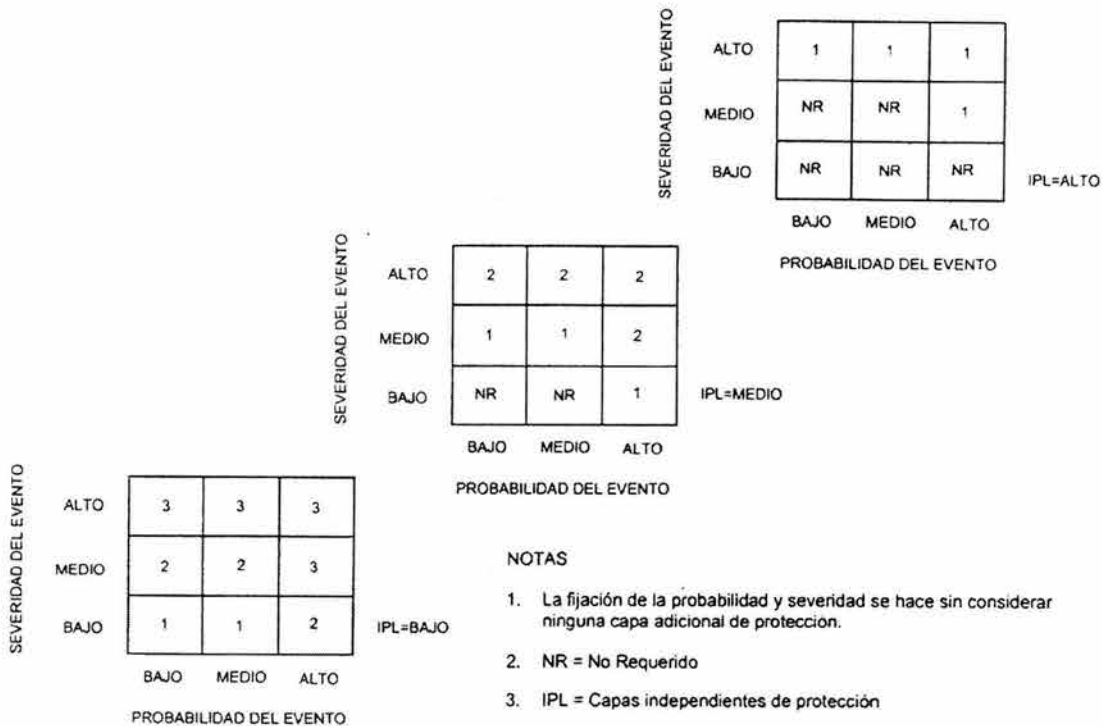
Figura 1.3. Matriz dimensional del riesgo. (11)

SEVERIDAD DEL EVENTO	CATASTRÓFICO	3	3 ALTO	Riesgo no aceptado
	EXTENSO	2	2	3
	SERIO	1 BAJO	2	3
	MENOR	No-riesgo	1 RIESGO	2
		BAJO	MODERADO	ALTO
		PROBABILIDAD DEL EVENTO		

Si se desea que el método proporcione la capacidad para considerar formalmente las capas independientes de protección, es necesaria una matriz tridimensional (Figura 1.4). La probabilidad se determina sin ninguna capa de protección. La cantidad de crédito tomada para la reducción del riesgo inherente en cada capa es controlada por los valores de SIL asignados en la matriz tridimensional, proporcionando un mayor control en la reducción del riesgo que es asumido por cada capa aplicada de la protección.



Figura 1.4. Matriz tridimensional del riesgo. (11)



1.5.1.5. Gráfico del riesgo.

Los gráficos del riesgo son semejantes a las matrices del riesgo. Un gráfico del riesgo proporciona una correlación de SIL basada en cuatro factores:

- Consecuencia (C),
- Tiempo de la Frecuencia y Exposición (F),
- Posibilidad de evitar el acontecimiento peligroso (p), y
- Probabilidad de la ocurrencia indeseada (w).

Este método es una técnica cualitativa que requiere herramientas avanzadas para ser desarrollada, de tal forma que se asegure que los cuatro parámetros enumerados arriba están elegidos correctamente. Los cuatro factores se evalúan



desde el punto de vista de una persona que haya presenciado el desastre. Para este método, la probabilidad y consecuencia son determinadas considerando las capas independientes de la protección durante el gravamen.

Una vez que se determinen estos factores, el gráfico del riesgo se utiliza para determinar el nivel de reducción mínimo del riesgo y el SIL asociado.

1.5.1.6 Análisis cuantitativo.

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 incidentes. La técnica cuantitativa se utiliza cuando hay información histórica muy limitada sobre el proceso, de modo que la determinación cualitativa de la probabilidad sea extremadamente difícil.

Para determinar el SIL requerido, la frecuencia del riesgo es dividida entre la demanda del proceso calculada como sigue:

- ♦ Probabilidad de falla en demanda = Frecuencia tolerable del riesgo / Demanda del proceso.
- ♦ El inverso de esta ecuación se utiliza para determinar el factor de reducción del riesgo (RRF).
- ♦ $RRF = \text{Demanda del proceso} / \text{Frecuencia tolerable del riesgo}$.

Sin importar que ecuación se utilice, la reducción calculada del riesgo se compara al nivel requerido de seguridad.



1.5.1.7. SIL asignado por mandato corporativo.

Es un método económico, sólo ocurre un aumento grande en el costo cuando se toma la decisión de que el SIL debe ser más alto que SIL 1, ya que, la selección de SIL 2 o SIL 3 obliga al diseño del SIS hacia redundancia y diversidad de dispositivos de control. Este es un método poco efectivo, ya que compañías pequeñas toman la decisión de adquirir un SIL 3, no tomando en cuenta las capas de protección.

1.5.2. Diseño y arquitectura del SIL.

La arquitectura del sistema indica el arreglo e interconexiones de los componentes o módulos del SIS. La selección de ésta es una actividad que debe desarrollarse durante el diseño conceptual del sistema. La arquitectura del SIS tiene un impacto directo en su SIL, influenciando asimismo en su confiabilidad.

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.

La arquitectura del SIL es de gran importancia en la seguridad del SIS.



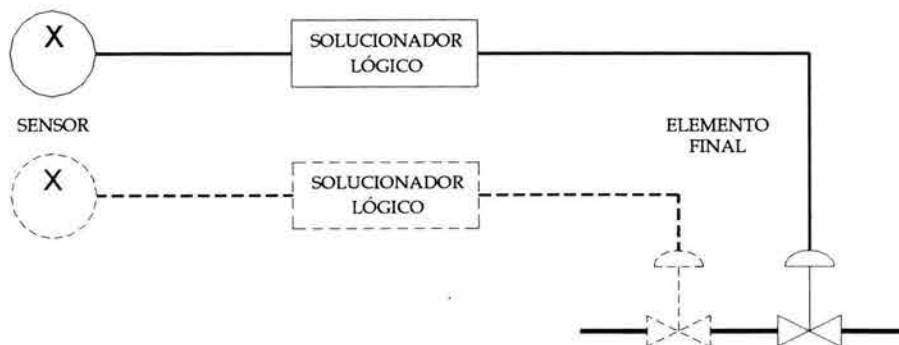
Arquitectura SIL 1. Se compone de un elemento inicial simple, un solucionador lógico, y un elemento final.

Figura 1.5. Propuesta de Arquitectura para SIL 1. (11)



Arquitectura SIL 2. Se compone del elemento inicial redundante, el solucionador lógico redundante, y el elemento final redundante.

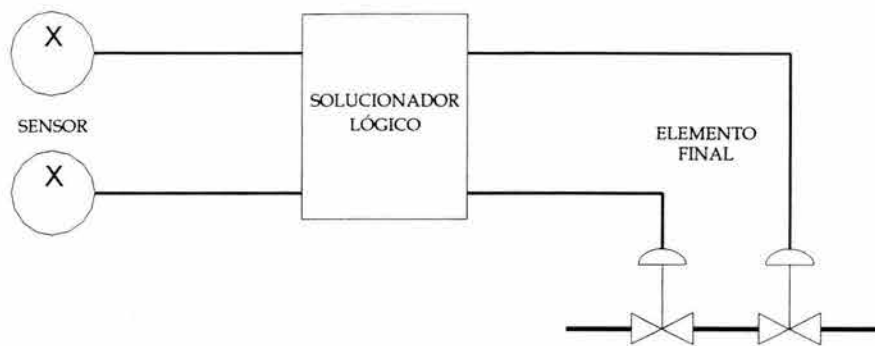
Figura 1.6. Propuesta de Arquitectura para SIL 2. (11)





Arquitectura SIL 3. Se compone de un elemento inicial redundante, un solucionador lógico, y diversos elementos finales redundantes. La ejecución de dos SIS de SIL 1, idénticos, no es igual que un SIS de SIL 3.

Figura 1.7. Propuesta de Arquitectura para SIL 3. (11)



Arquitectura SIL 4. Es muy inusual, hay algunos expertos en el área química, que establecen que este no existe en la industria de procesos. Generalmente se usa en procesos demasiado grandes.

Los solucionadores lógicos pueden ser:

- ♦ Hardwired: 1oo1, 1oo2, 2oo2, 1oo3, 2oo3.
- ♦ PLC's para la seguridad: Con triple redundancia (TMR), 2oo3. 1oo1D, 1oo2D, 2oo4D.
- ♦ Propuesta general de equipamiento: PLC's.



1.6. VÁLVULAS DE AISLAMIENTO DE ACTIVACIÓN REMOTA (VAAR).

La naturaleza de los procesos y operaciones que se realizan en las Refinerías, implica riesgos de incidentes industriales. Entre estos riesgos destacan, por su magnitud, los de explosión e incendio y aquellos derivados de la presencia de atmósferas contaminadas con productos tóxicos. Por lo anterior, para ciertas instalaciones y condiciones 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.

Las Válvulas de Aislamiento de Activación Remota (VAAR), son utilizadas para minimizar el escape incontrolado de productos inflamables, combustibles o tóxicos; no se consideran VAAR las válvulas de desfogue de emergencia y las válvulas normales de descarga.

Las VAAR son válvulas de bloqueo destinadas a mantener confinados inventarios de productos clasificados como peligrosos durante la ocurrencia de emergencias. Las VAAR 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 operar rápidamente o en áreas en donde no es conveniente la exposición de personal, debido a la naturaleza de los riesgos existentes.

1.6.1. Instalación de las VAAR.

- ♦ 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 en el que participen, como mínimo, el personal responsable de las especialidades de operación, instrumentación, seguridad y mantenimiento de las instalaciones.
- ♦ El análisis de riesgos debe incluir la verificación de que la interrupción del flujo en las instalaciones, ocasionado por el cierre de las VAAR, no conduzca a peligros adicionales. También debe tomarse en cuenta que en cualquier caso, la instalación de una VAAR conlleva la obligatoriedad de capacitar a los operadores sobre la forma y condiciones en que estas válvulas deben ser operadas.
- ♦ Las VAAR, si se instalan en el lugar apropiado y con las especificaciones adecuadas, de acuerdo al tipo de producto que se maneja, deben disminuir las posibilidades de ocurrencia de un incendio, explosión o de intoxicación del personal, debido a que con ellas es posible: suprimir las descargas o salidas de productos inflamables o de material con potencial para producir una explosión, evitar la escalación de un incendio, y evitar la liberación de gases tóxicos.
- ♦ 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^3 , o con cantidades menores cuando las características del riesgo las justifiquen. 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 auto ignición, o



equipos o recipientes que contienen productos altamente tóxicos o inflamables, tales como tanques de almacenamiento a presión, etcétera.

1.6.2. Tipos de VAAR y requerimientos mínimos.

Las válvulas de aislamiento pueden ser del tipo compuerta, macho, de control hidráulico o de globo con asiento metálico, que cumplan con las características señaladas en la Norma K-101 de PEMEX, de acuerdo al tipo de producto manejado y a las condiciones específicas de operación.

Las válvulas de mariposa pueden ser utilizadas como válvulas de aislamiento, siempre y cuando posean sello metal-metal y garanticen un cierre hermético en condiciones de fuego, así como, que cumplan con los requerimientos aplicables señalados en los siguientes estándares: API-609.- “Standard for Butterfly Valves” y MSS SP 67.- “Standard for Butterfly Valves”.

Para el servicio de válvulas de aislamiento, no deben utilizarse válvulas de mariposa tipo “WAFER”, con espárragos que sobresalgan del cuerpo de la válvula y que se extiendan de brida a brida.⁽¹⁰⁾

Los materiales de construcción de las válvulas de mariposa utilizadas para el aislamiento de inventarios de productos peligrosos, deben cumplir con las especificaciones que correspondan a las de la instalación donde se vayan a ubicar; es decir, si la válvula se va a instalar en un circuito de tubería que es de acero inoxidable, la VAAR tendrá que ser del mismo material. Queda prohibida la utilización de válvulas de mariposa de aislamiento fabricadas con cuerpo de hierro fundido, así como con discos de aluminio o metálicos con elastómero.⁽¹⁰⁾

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. Las válvulas (el cuerpo, vástago, flecha, sellos y asientos) deben ser de exposición "a prueba de fuego", típicamente para rangos de cuando menos dos horas, en tanto que el actuador, al igual que todos los cables, equipo de control, tuberías, etc., necesarios para la operación de la válvula, deben estar protegidos contra el fuego por lo menos para una duración de 20 minutos, de acuerdo a las pruebas especificadas en el API Std. 607.

La curva típica utilizada para caracterizar la protección contra fuego, en función de la temperatura a la cual está expuesta la armadura de las válvulas, debe cumplir con las siguientes características:

Tabla 1.9. Tiempo vs temperatura.⁽¹⁰⁾

TIEMPO (minutos)	TEMPERATURA (°C)
3	890
5	926
10	982
30	1 100
60	1 150

Todas las válvulas de aislamiento que de acuerdo a un análisis de riesgos, requieran ser construidas del tipo contra fuego, deben contar, sin excepción, con una certificación otorgada por un laboratorio o institución reconocida.

En todos los casos, para la instalación de las válvulas de aislamiento de activación remota debe cumplirse con lo siguiente:⁽¹⁰⁾

- ♦ 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.
- ✦ Siempre que sea posible, no deben existir tomas de muestreo, de instrumentos, bridas u otras fuentes posibles de liberación entre la válvula de aislamiento y el recipiente contenedor, especialmente cuando se trate de aislar inventarios de gas LP o productos similares o tóxicos.
- ✦ En ningún caso debe instalarse un by-pass alrededor de la válvula de aislamiento.
- ✦ Deben localizarse en lugares donde sea factible proporcionarles el mantenimiento adecuado.
- ✦ Deben contar con una indicación local de posición de apertura o cierre por la parte externa de la cubierta contra fuego, así como con interruptores de límite que transmitan información de los cuatro estados de la válvula (totalmente cerrada, totalmente abierta, en tránsito y falla), tanto a los anunciadores como a las alarmas locales y al panel del cuarto de control.
- ✦ Las VAAR deben iniciar su operación de cierre de emergencia por medio de botoneras localizadas en partes seguras de la planta o ser operadas desde los cuartos de control, así como también a través del sistema de paro de emergencia. Para todos estos casos, es conveniente que paralelamente al cierre de la válvula, se active también una alarma luminosa en el panel del cuarto de control.
- ✦ Todas las botoneras localizadas en campo, deben contar con una guarda en su mecanismo de accionamiento que evite la activación accidental de



la válvula, pero que al mismo tiempo no impida su activación inmediata en caso de emergencia.

- ♥ Todas las estaciones en donde se encuentren localizadas las botoneras para la activación remota de las VAAR, deben contar con letreros restrictivos que contengan las indicaciones e instrucciones que deben tomarse en cuenta para la operación de estas válvulas.

Las válvulas de aislamiento pueden ser accionadas por medio de los siguientes dispositivos:

- ♥ Con actuador eléctrico.
- ♥ Con actuador hidráulico.
- ♥ Con accionamiento neumático con cierre de resorte.
- ♥ Con otros dispositivos aprobados por estándares nacionales o internacionales reconocidos.

En todos los casos, los diversos componentes de los actuadores deben ser del tipo "a prueba de explosión", incluyendo las botoneras para su activación.

La estación local de operación manual de las VAAR debe localizarse a nivel de piso y fuera de las zonas de riesgo.

El panel de control de las VAAR, debe localizarse en un lugar accesible que se encuentre libre de riesgos de afectación por fuego, desde donde se pueda observar el área en donde se encuentra ubicada la VAAR.

El punto desde donde se pueda operar una VAAR, debe localizarse a no más de 20 metros de dicha válvula y preferentemente sobre la ruta de escape de la zona de riesgo. Estas estaciones de botones, por ningún motivo deben localizarse en



áreas donde puedan acumularse hidrocarburos provenientes de instalaciones de almacenamiento y bombeo. ⁽¹⁰⁾

En la instalación se debe tener un censo de las válvulas de aislamiento existentes en la instalación, así como un programa para su inspección y mantenimiento, acorde al del recipiente o instalación a la que prestan servicio.

1.6.3. Identificación de las VAAR.

Las válvulas de aislamiento de activación remota deben estar claramente identificadas mediante las letras "VAAR" en los diagramas mecánicos de flujo, seguidas de un número secuenciado de identificación.

En campo, todas las válvulas de aislamiento deben ser identificadas con un color distintivo amarillo mostaza, que las diferencie de las del resto de la instalación, así como rotuladas, en números negros, con la identificación secuenciada indicada en el inciso anterior.





CAPÍTULO 2

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINA

2.1. GENERALIDADES DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINA (HDG).⁽¹⁸⁾

Para la realización del presente trabajo, es muy importante conocer la planta en donde se encuentran los SIS, a los cuáles se les determinó el SIL. Por lo tanto, en este capítulo se describe el proceso de la planta HDG.

El proceso de hidrodesulfuración es usado para quitar cerca del 90% de contaminantes como el nitrógeno, el azufre, oxígeno y metales, si estos contaminantes no son eliminados pueden afectar al equipo, los catalizadores y la calidad del producto (gasolina) disminuiría. Por esto se seleccionó esta planta.

La planta HDG se encuentra en el área 3 de la refinería "Gral. Lázaro Cárdenas", la cuál tiene como objetivo principal la elaboración de productos finales, que cumplan con las especificaciones oficiales marcadas por PEMEX-Refinación.

Las plantas hidrodesulfuradoras fueron diseñadas para tratar gasolina, kerosina y diesel. Por requerimientos de mercado las tres plantas se utilizan para tratamiento de gasolina; la planta de diesel, trata lubricantes durante 10 días cada mes, dependiendo este tiempo de las necesidades de la producción. El proceso a que se somete la gasolina en las plantas desulfuradoras tiene como finalidad la eliminación de azufre, nitrógeno, oxígeno y compuestos metálicos. La desulfuración se efectúa en reactores cargados con catalizador "hydrobon S-6" o un catalizador desarrollado por el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP-DSD-14), a través de los reactores pasa la carga combinada con gas rico en hidrógeno, el cual proviene de las plantas reformadoras.



Los catalizadores usados contienen níquel, cobalto y molibdeno soportados sobre alúmina. Algunas de sus características se mencionan a continuación:

IMP-DSD-14: Es de forma extruído trilobular, con un área superficial de 250 m²/g, el volumen de poro es de 0.50 cm³/g con porcentajes de 3.80 y 12.5 en peso de cobalto y molibdeno respectivamente.

Tabla 2.1. Uso de catalizador.⁽¹⁸⁾

Formulación	Uso
Ni-Mo	Remoción de azufre y de nitrógeno. Mejora saturación de aromáticos. Requiere alta presión parcial de H ₂ .
Ni-W	Alta saturación de aromáticos. Requiere alta presión parcial de H ₂ .
Co-Mo	Hidrodesulfuración profunda. Saturación típica, aromáticos y olefinas.

Las reacciones que se efectúan tienen como objetivo, eliminar los venenos de la carga que sean nocivos al catalizador de las plantas reformadoras, a las cuales se manda la gasolina después de ser tratada.

Los venenos del catalizador de las plantas reformadoras comprenden compuestos de nitrógeno, oxígeno, cloro y metálicos. El hidrógeno sustituye a los elementos mencionados produciendo hidrocarburos y sustancias como: ácido sulfhídrico (H₂S), agua, y cloruro de amonio (NH₄Cl), que se eliminan a través del sistema de amina o por drenado de agua.



Las reacciones que se llevan a cabo en el reactor tienen un efecto exotérmico muy ligero, los productos del reactor salen con una temperatura similar a la entrada del mismo.

Después de estabilizarse el producto de la planta HDG, se corta en tres fracciones; dos sirven de carga a las plantas Reformadoras (RMP, BTX, U-500), y la otra se envía como producción de gas nafta o turbosina. Los productos estabilizados de las plantas hidrodesulfuradoras de kerosina y diesel, se envían a tanques de PEMEX-DIESEL.

2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

En esta sección se describe el proceso de la planta HDG, presentada en las siguientes secciones:

- ✦ Sección de reacción y separación.
- ✦ Sección de estabilización.
- ✦ Sección de fraccionamiento.

Las tres secciones son descritas a continuación. Tal descripción se realizó en base a los diagramas de tuberías e instrumentación de proceso, mismos que se encuentran al final del presente capítulo.

Para entender mejor el proceso, se recomienda ver el DFP, que se encuentra al final de éste capítulo.



2.2.1. SECCIÓN DE REACCIÓN Y SEPARACIÓN.

En general, la hidrodesulfuración proporciona un producto carente de azufre, lo que ayuda a conservar el tiempo de vida de los motores de combustión interna y resuelve en grado considerable el problema relacionado con la prevención de la contaminación del medio ambiente.

El proceso de hidrodesulfuración es iniciado en la sección de reacción y separación, requiriendo para su operación el siguiente equipo:

- Calentador del tipo de contacto directo F-1801.
- Reactor V-1801.
- Cambiadores de calor E-1801 A/B/C y E-1802 A/B/C.
- Enfriadores E-1803 A/B.
- Separador de alta presión V-1802.

La planta tiene capacidad para tratar 21,250 barriles/día de cortes de gasolina provenientes de las cuatro plantas primarias, los cuales van a los tanques TV-210, TV-212 ó TV-229, de donde son bombeados por P-1401 A/B a la planta a una presión de entre 45 y 50 kg.

Al llegar a la planta, la línea de carga se divide en dos, cada una de ellas tiene un controlador de flujo, FRC-1801 y FRC-1802 así como una alarma.

Después de los controladores de flujo, las líneas de carga tienen el injerto de gas rico en hidrógeno (a una presión de 30 kg/cm²), que proviene de cualquiera de las plantas reformadoras; en estas entradas se encuentran los registradores de flujo, los FR-1806 y FR-1807.



Capítulo 2

Descripción de la planta Hidrodesulfuradora de Gasolina



En la alimentación del gas existe un brinco que envía directamente el gas al tanque (V-1901) de succión del compresor de la unidad de kerosina.

La carga combinada entra a los precalentadores E-1801 A/B/C y E-1802 A/B/C, los cuáles están colocados en paralelo. Cada precalentador tiene tres núcleos en serie en donde la carga intercambia calor con los productos del reactor V-1801; la carga sale de los precalentadores a 240°C y entra al calentador F-1801.

El calentador es un recipiente cilíndrico vertical con camas interiores de tuberías diseñadas para obligar a que la gasolina amarga, suministrada por la parte superior, en su recorrido a la parte inferior, permanezca el tiempo adecuado para elevar su temperatura antes de abandonar el calentador; en el espacio libre dejado entre las camas de tuberías se encuentran localizados los hogares superiores e inferiores, efectuándose en ellos la combustión del gas, es por esto, que ésta área es conocida como zona de radiación y en ella se encuentran expuestas, las partes inferiores de las camas de tubos, por donde desciende la gasolina agotada, absorbiendo el calor emitido por la radiación de la flama. De esta forma la gasolina agotada es obtenida por la parte inferior del calentador con la temperatura adecuada para su evaporación. Los humos generados durante la combustión, ascienden a la parte superior del calentador llegando a la zona de convección, en donde ceden su calor a la gasolina amarga que fluye hacia la zona de radiación. Después de la zona de convección, los humos continúan ascendiendo hacia la chimenea, saliendo a la atmósfera. El calentador tiene cinco quemadores del tipo Bunsen y acondicionan el gas combustible, regulando el oxígeno requerido para la combustión. Los calentadores F-1802, F-1803, BA-106 y BA-108 tienen el mismo diseño.

Los dos serpentines a la entrada del calentador tienen indicadores de presión que son PI-1824 y PI-1825; el cabezal de salida posee un indicador de



Capítulo 2

Descripción de la planta Hidrodesulfuradora de Gasolina



temperatura, TI-1801 y, el control TIC-1801 que controla el paso de gas combustible. Tiene como protección el interlock HY-1804, que actúa por baja presión de gas combustible, flujos preferenciales o altas temperaturas.

La carga totalmente vaporizada sale del calentador F-1801 a 368°C y entra por la parte superior del reactor V-1801, el cual es de acero al carbón y está forrado en su interior con acero inoxidable. La reacción del hidrógeno con los compuestos de azufre es acelerada por el catalizador (desarrollado por el IMP) cargado en el reactor.

El catalizador debe protegerse del depósito excesivo de carbón, ya que este reduce su actividad y en caso extremo lo daña totalmente.

Durante la operación inicial, se efectúa un depósito moderado de carbón sobre el catalizador hasta que se alcanza un equilibrio, después de este equilibrio, el depósito de carbón se mantiene con una apropiada relación de hidrógeno a hidrocarburos en la carga y con una temperatura moderada a la entrada del reactor.

El cabezal de salida del reactor se bifurca y cada una de las líneas entra por lado tubos a los precalentadores de carga E-1801 A/B/C y E-1802 A/B/C; de aquí, los productos salen a una temperatura aproximada de 145°C. Los ductos de salida de los cambiadores se unen en una línea e ingresan al enfriador E-1803 A/B, que consta de dos núcleos. A la salida, los productos alcanzan los 43°C de temperatura.

La corriente entra al separador de productos V-1802, donde la corriente de gas rico en hidrógeno se envía al tanque de succión V-1901 del compresor de la



desulfuradora de kerosina, y eventualmente, se envía al cabezal de gas combustible. El gas separado es medido por el registrador FR-1801.

El controlador de nivel LIC-1802 saca los hidrocarburos líquidos sin estabilizar y el controlador de interfase LC-1801 (fuera de operación), saca del fondo del separador, el agua de lavado con el cloruro de amonio disuelto y la envía al tanque desgasificador de agua (V-2010) de la desulfuradora de diesel.

El separador de productos V-1802, tiene el eyector ME-1801, que se utiliza para hacer vacío durante la purga del equipo.

2.2.1.1. Relación hidrógeno a hidrocarburos.

La relación mínima de hidrógeno a hidrocarburos, H_2/HC , es de $9.91 \text{ m}^3/\text{barril}$. La reducción en la relación puede originarse por la disminución o corte de la corriente de gas rico en hidrógeno, o por el bajo porcentaje de hidrógeno procedente de las reformadoras (el porcentaje mínimo requerido es de 70%), o por baja presión en el reactor.

Las reacciones de hidrodesulfuración dependen del hidrógeno presente, además, cuando la cantidad de hidrógeno es insuficiente aparece el peligro de carbonizar el catalizador; consecuentemente debe mantenerse una relación de H_2/HC suficientemente alta.

2.2.1.2 Temperatura del reactor.

Algunos compuestos de azufre se empiezan a descomponer a temperaturas tan bajas como 260°C . La velocidad de reacción aumenta al aumentar la temperatura, pero hasta cierto límite, alrededor de los 320°C el aumento de la



velocidad de reacción disminuye, al grado de volverse reversible si esta aumenta.

Los compuestos de cloro se comportan de una manera similar a los de azufre. La descomposición de compuestos de nitrógeno y oxígeno requieren temperaturas algo superiores que las anteriores.

Por todo esto, puede fijarse una temperatura de 320°C para la carga de entrada al reactor, puesto que el efecto total de las reacciones es exotérmico, es decir, ocurre una elevación de temperatura a través del reactor y por lo tanto la temperatura de la carga a la entrada estará limitada para que a la salida no alcance niveles peligrosos en los que carboniza el catalizador.

Alrededor de los 399°C las reacciones de desintegración en presencia de hidrógeno que depositan carbón sobre el catalizador, son muy activas, por eso, NO se permitirá que alcance tal temperatura.

2.2.1.3 Presión del reactor.

La reducción de la cantidad de hidrógeno trae consigo una baja en la presión del reactor V-1801, por esto, para una carga determinada debe mantenerse la presión correspondiente.

La presión del reactor es regulada por el controlador PRC-1801 de señal dividida, situado en el separador de productos del reactor V-1802. El controlador opera dos válvulas, una de ellas, el PRC-1801 AV, desfoga gas combustible cuando la presión excede a la de control, y la otra PRC-1801 BV, recircula gas del compresor reforzador de la desulfuradora de kerosina cuando la presión se encuentra por debajo del valor controlado.



Por lo tanto, el reactor cuenta con un indicador diferencial de presión DPI-1801 y de temperatura TI-1801.

2.2.2. SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN.

En esta sección se efectúa la estabilización del producto obtenido en el separador de alta presión V-1802. La sección cuenta con el siguiente equipo para su correcta operación:

- Torre estabilizadora V-1803.
- Condensadores E-1806 A/B.
- Tanque acumulador V-1804.
- Bombas de reflujo y destilado producto P-1803 A/B y P-1802.
- Bombas de reflujo de residuo producto P-1804 A/B y P-1806.
- Cambiador de calor E-1804.
- Cambiador de calor E-1805.
- Calentador del tipo de contacto directo F-1802.

El flujo procedente del separador V-1802, recibe el producto del domo de los agotadores de kerosina V-1903 y diesel V-2003, y entra por la coraza al precalentador E-1804 de la estabilizadora, intercambiando calor con los fondos de la torre fraccionadora V-1805, que a la fecha se encuentra fuera de operación.

Por lo tanto, entran los hidrocarburos al precalentador E-1805, intercambiando calor con los fondos de la estabilizadora V-1803, la temperatura de salida es de 136°C, ingresando posteriormente por el plato número 15 de la misma torre.

La estabilizadora está construida de acero al carbón, tiene 30 platos de cachuchas de burbujeo. En el fondo opera a 220°C y 10kg/cm² de presión y, en el domo, a 9.8kg/cm² y 113°C. En ella se cortan los pentanos y los más ligeros



(sulfuro de hidrógeno, metanos, propanos, butanos, isobutanos, pentanos e isopentanos), saliendo por el fondo el producto estabilizado (hexanos y heptanos).

El calor necesario para la separación lo proporciona el calentador F-1802, a través de cuyos serpentines circulan los fondos de la estabilizadora mediante las bombas P-1804 A ó B a una presión de 16kg/cm². La descarga de la bomba se divide en 4 líneas, cada una de las cuales tiene un controlador de flujo: FRC-1803, FRC-1804, FRC-1805 y FRC-1806; y un indicador de presión: PI-1838, PI-1839, PI-1840 y PI-1841 respectivamente a la salida; los serpentines cuentan con indicadores de temperatura y el cabezal común tiene un indicador y un controlador TRC-1803. Su protección es el interlock HY-1805, que actúa por baja presión de gas combustible, flujos preferenciales o altas temperaturas.

Los vapores en el domo de la estabilizadora se condensan en el enfriador E-1806 A/B por la coraza. El tanque V-1804, recibe y acumula los condensados que son después extraídos por las bombas P-1802, P-1803 A/B y GA-125. Parte del líquido controlado por el FRC-1807, se refluja a la estabilizadora por el plato superior y, lo demás, es enviado como control de nivel por el LIC-1804 a la tratadora y fraccionadora de hidrocarburos (U-600) de Área 5.

El producto del domo de la estabilizadora V-1803, contiene ácido sulfhídrico (H₂S) que se produce durante la desulfuración de los mercaptanos y demás productos de azufre, los cuales hay que eliminar.

La eliminación del ácido sulfhídrico se efectúa en el absorbedor (localizado en la U-600 de área 5) de dietanolamina (DEA), sustancia que en solución acuosa absorbe eficientemente el ácido sulfhídrico y otros compuestos ácidos.



El control de la presión de la estabilizadora lo realiza el controlador PRC-1802, que ventea gas del acumulador V-1804 al sistema de gas amargo. El agua amarga del acumulador es enviado al tanque desgasificador V-2010.

2.2.3. SECCIÓN DE FRACIONAMIENTO.

En esta sección se reciben los fondos de la torre estabilizadora con la finalidad de eliminar las fracciones más ligeras de hidrocarburos que se produjeron durante la reacción.

La sección cuenta con el siguiente equipo para su correcta operación:

- Torre fraccionadora V-1805.
- Condensadores de la fraccionadora E-1807 A/B/C.
- Tanque acumulador V-1806.
- Bombas de reflujo y destilado producto P-1805 A/B.
- Bombas de reflujo de residuo producto P-1804 A/C.
- Calentador del tipo de contacto directo F-1803.

El producto estabilizado sale a control de nivel, LIC-1803, de la estabilizadora e intercambia calor contra la carga de la misma por los tubos del E-1805, los hidrocarburos van a la torre fraccionadora V-1805.

Los hidrocarburos entran a la fraccionadora V-1805 por el plato 12 (la torre posee 24 platos). La temperatura de entrada a la torre es de 142°C. En el fondo trabaja a 154°C y 2.05kg/cm² y en el domo a 100°C y 2.0kg/cm².

El efluente del domo de la torre se condensa en el E-1807 A/B/C que se encuentra en paralelo, los condensados pasan al acumulador V-1806.



Capítulo 2

Descripción de la planta Hidrodesulfuradora de Gasolina



Del acumulador, el producto es tomado por las bombas P-1805 A, B o C descargado a una presión de 5kg/cm^2 y una temperatura de 48°C . Parte del cual se refluja a la torre mediante el controlador de flujo FIC-1812 y el resto sale hacia la reformadora BTX (en Área 3) a control de nivel LIC-1806 medido por el registrador FI-1805.

Los fondos de la fraccionadora por medio de las bombas P-1804 B o P-1806 se mandan al calentador F-1803 y de ahí se envían de nuevo al fondo de la torre.

El calentador F-1803 de la fraccionadora esta dispuesto en forma análoga al F-1802 de la estabilizadora V-1803.

Los controladores de flujo de los cuatro serpentines son: FIC-1808, FIC-1809, FIC-1810 y FIC-1811; y sus indicadores de presión: PI-1846, PI-1847, PI-1848 y PI-1849 respectivamente. El controlador de temperatura del cabezal de salida es el TIC-1804. Su protección es el interlock HY-1806, que actúa por baja presión de gas combustible, flujos preferenciales o altas temperaturas.

El controlador de presión PIC-1803 de la torre, regula el paso de gas caliente al acumulador V-1806.

El producto de fondos es controlado por el LIC-1805 de la fraccionadora y medido por el registrador FI-1802.

Cabe mencionar que la torre estabilizadora V-1803, tiene dos funciones:

- ♦ Obtener hidrocarburos ligeros hasta pentanos por el domo, y por el fondo, los hexanos y heptanos, estos últimos son enviados a la fraccionadora V-1805, donde se separan las naftas ligeras de las pesadas,



para finalmente enviarlas a las reformadoras del área 3. La fraccionadora trabaja a una presión de $0.5\text{kg}/\text{cm}^2$ y a 190°C de temperatura.

- ♦ Obtener hidrocarburos ligeros hasta butanos por el domo, y por el fondo, pentanos, hexanos y heptanos; los cuales se envían a la fraccionadora V-1805 (en esta operación las condiciones de la torre son: $2\text{kg}/\text{cm}^2$ y 140°C), donde son separados los pentanos y llevados a la planta de isomerización de la U-200, en el área 5; por otra parte, los hexanos y heptanos se llevan a la fraccionadora DA-109, donde se separan las naftas ligeras de las pesadas. La DA-109 opera a $0.5\text{kg}/\text{cm}^2$ y 190°C ; y cuenta con un desvío de carga que la comunica con la DA-111, por si alguna de las dos entra en reparación.

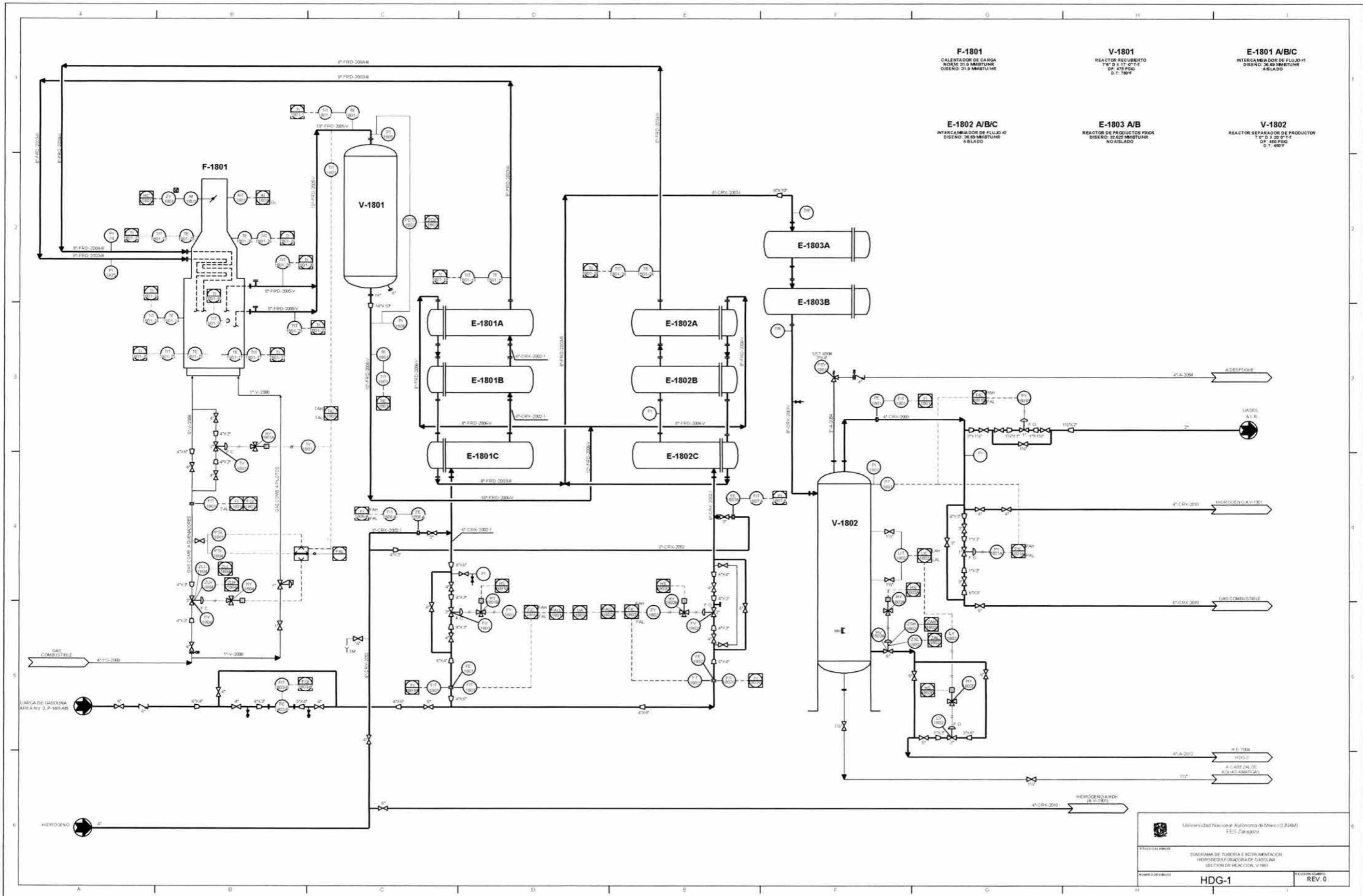
La salida del domo de la fraccionadoras DA-109 ó DA-111 es enviada hacia el área 3; y el fondo es llevado al área 6, hacia los tanques de turbosina como producto final.

A continuación se muestran los diagramas de tubería e instrumentación y el diagrama de flujo del proceso (DFP):

- ♦ HDG-1.
- ♦ HDG- 2.
- ♦ HDG- 3.
- ♦ HDG- 4.
- ♦ HDG-DFP-1.



DTI's Y DFP



F-1801
CALENTADOR DE CARGA
NORM 31.0 MMBTUHR
DISEÑO: 21.0 MMBTUHR

V-1801
REACTOR RECUBERTO
7'6" D X 17' 0" T-T
DP: 475 PSIG
D.T.: 780°F

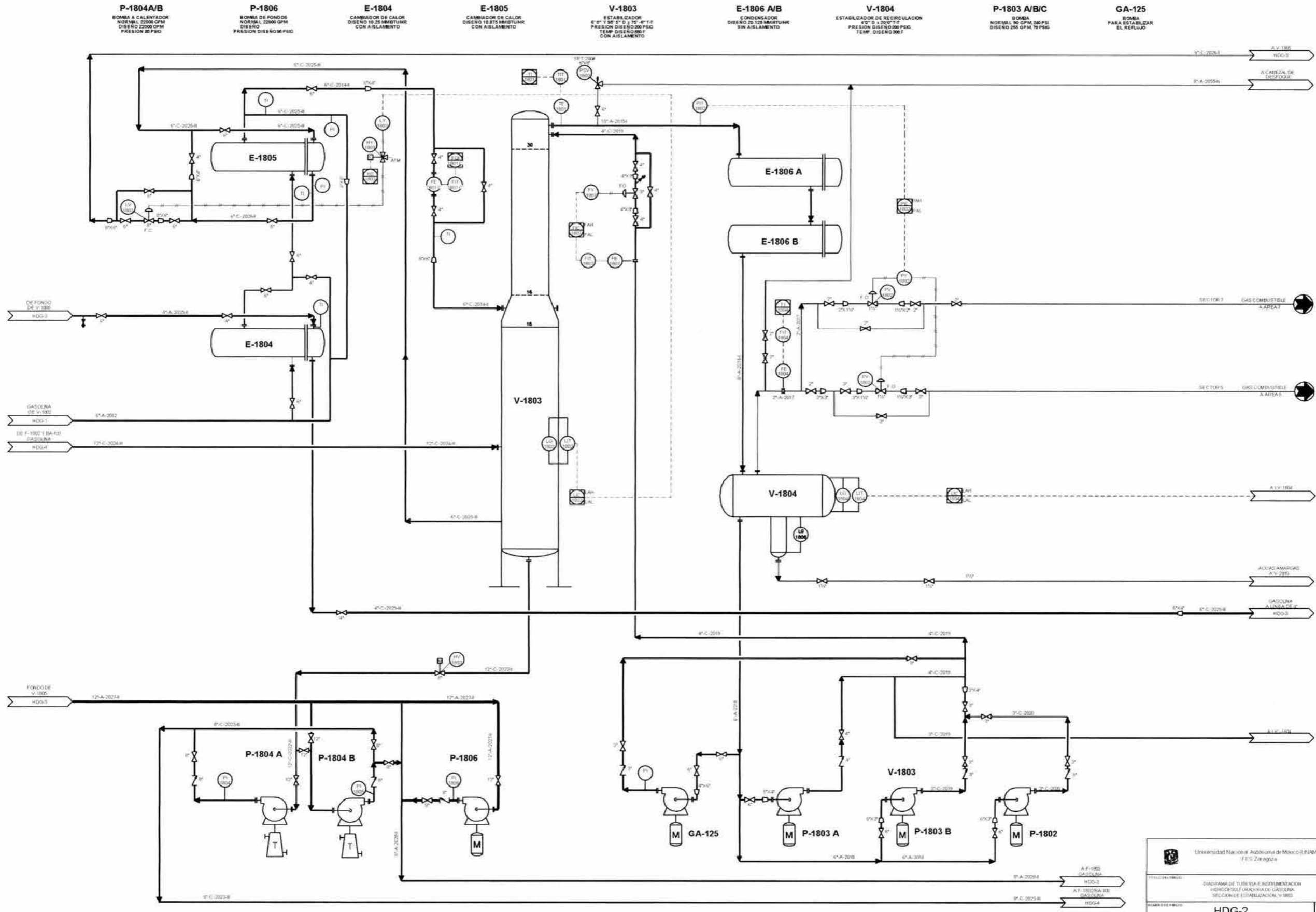
E-1801 A/B/C
INTERCAMBIADOR DE FLUJO #1
DISEÑO: 36.89 MMBTUHR
AISLADO

E-1802 A/B/C
INTERCAMBIADOR DE FLUJO #2
DISEÑO: 36.89 MMBTUHR
AISLADO

E-1803 A/B
REACTOR DE PRODUCTOS FRÍOS
DISEÑO: 25.82 MMBTUHR
NO AISLADO

V-1802
REACTOR SEPARADOR DE PRODUCTOS
7' 0" D X 20' 1" T-T
DP: 450 PSIG
D.T.: 490°F

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) FES Zaragoza	
ESTUDIO DE PROYECTO DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN HIDROGENO Y CALORIFICADOR DE GASOLINA SECCIÓN DE REACTORES V-1801	
NÚMERO DE HOJA HDG-1	REVISIÓN REV. 0



P-1804A/B
BOMBA A CALENTADOR
NORMAL: 22000 GPM
DISEÑO 22000 GPM
PRESIÓN DE PSIG

P-1806
BOMBA DE FONDOS
NORMAL: 22000 GPM
DISEÑO 22000 GPM
PRESIÓN DISEÑO 96 PSIG

E-1804
CAMBIADOR DE CALOR
DISEÑO 19.25 MMETUNH
CON AISLAMIENTO

E-1805
CAMBIADOR DE CALOR
DISEÑO 18.875 MMETUNH
CON AISLAMIENTO

V-1803
ESTABILIZADOR
DISEÑO 42" Ø 1.38" T.T.
PRESIÓN DISEÑO 200 PSIG
TEMP. DISEÑO 300 F
CON AISLAMIENTO

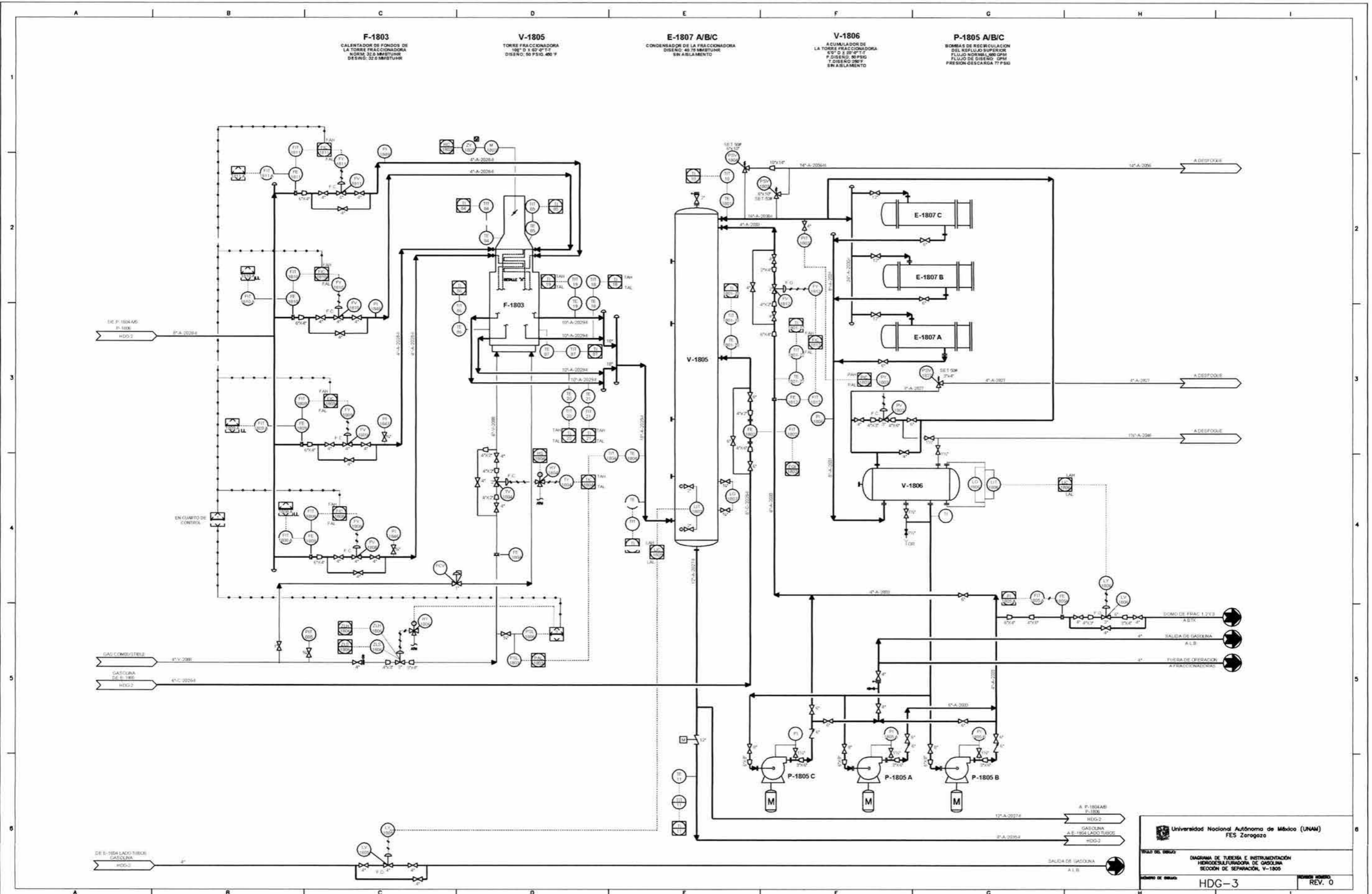
E-1806 A/B
CONDENSADOR
DISEÑO 20.125 MMETUNH
SIN AISLAMIENTO

V-1804
ESTABILIZADOR DE RECIRCULACION
DISEÑO 42" Ø 1.38" T.T.
PRESIÓN DISEÑO 200 PSIG
TEMP. DISEÑO 300 F

P-1803 A/B/C
BOMBA
NORMAL: 30 GPM 200 PSIG
DISEÑO 250 GPM 70 PSIG

GA-125
BOMBA
PARA ESTABILIZAR
EL REFLUJO

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) FES Zaragoza	
TÍTULO DEL DIBUJO: DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN HIDROCARBUROCLORURO DE GASOLINA SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN, V-1803	
NÚMERO DE DIBUJO: HDG-2	REVISIÓN NÚMERO: REV. D



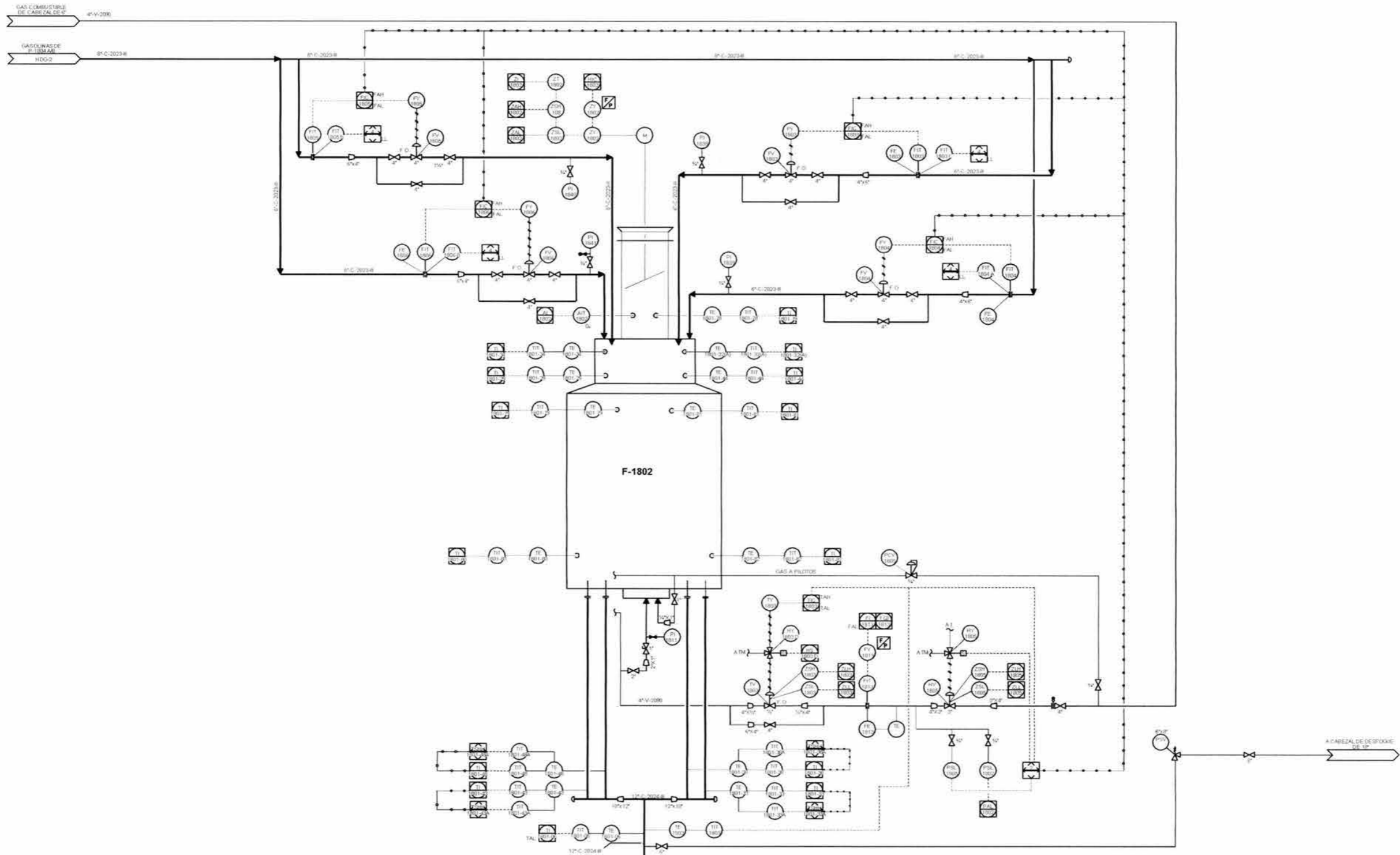
Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
FES Zaragoza

TÍTULO DEL DIBUJO: DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN
HIDRODESULFURADORA DE GASOLINA
SECCIÓN DE SEPARACIÓN, V-1805

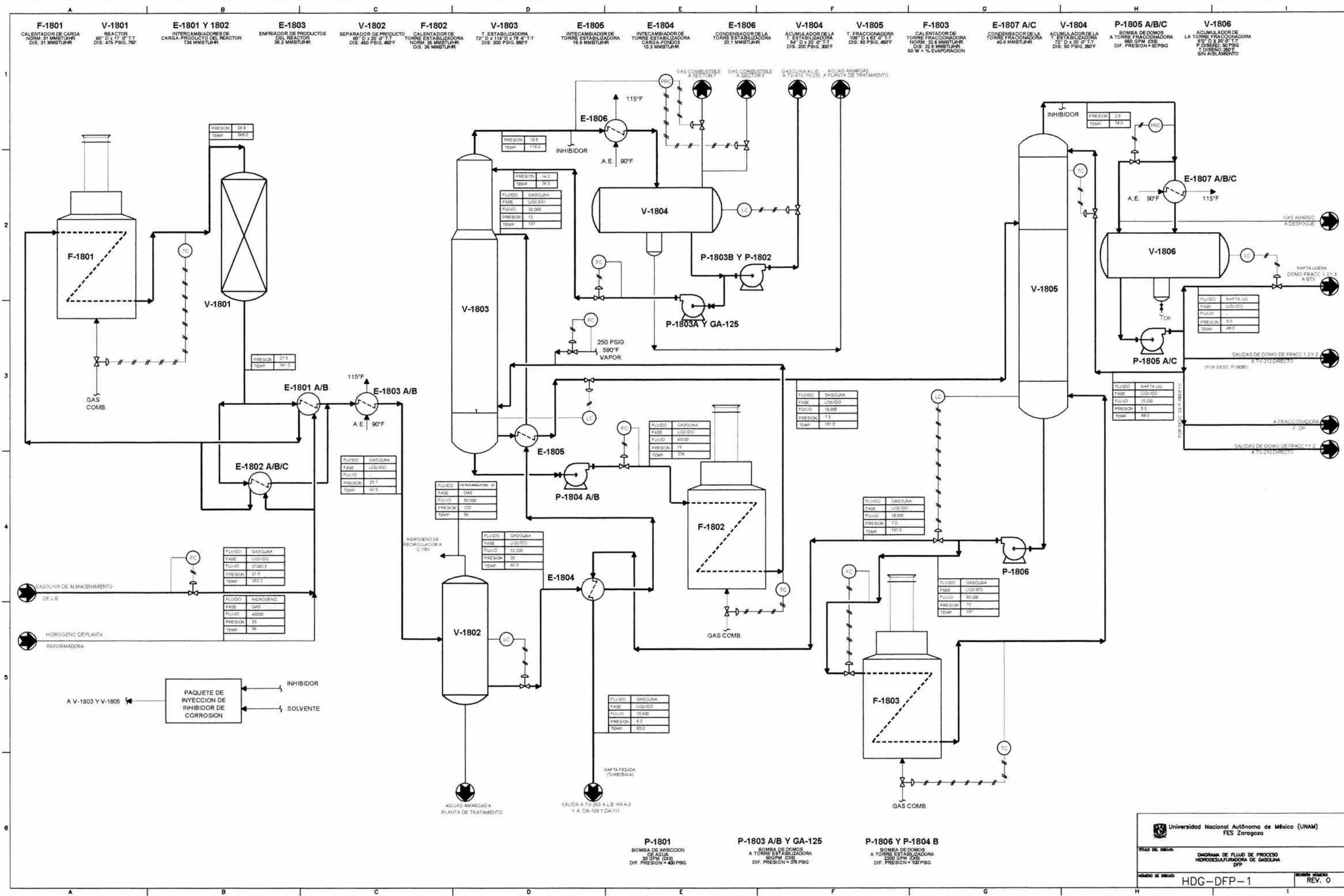
NÚMERO DE DIBUJO: HDG-3

REVISIÓN: REV. 0

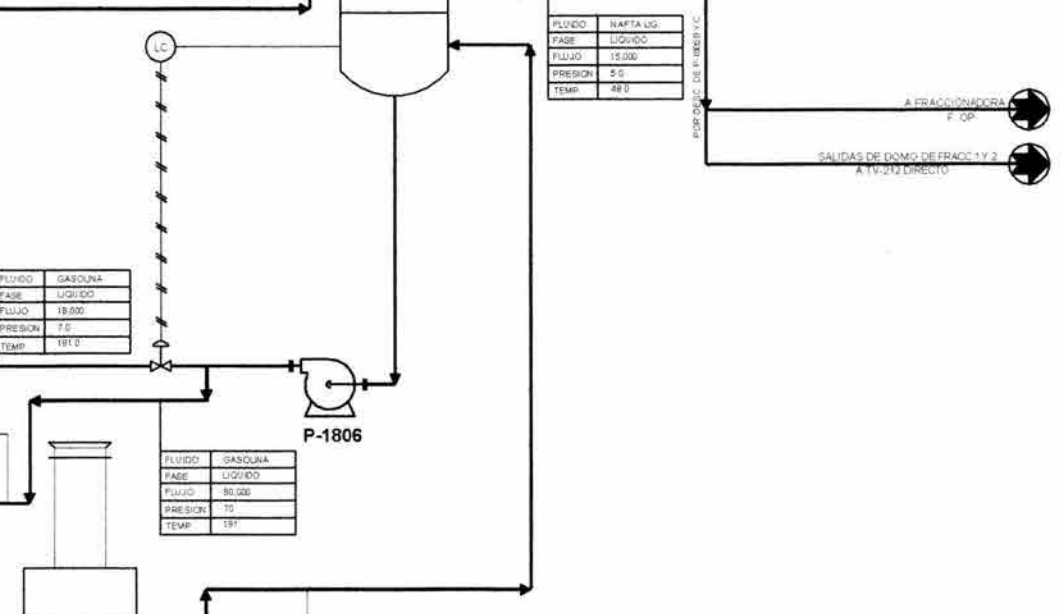
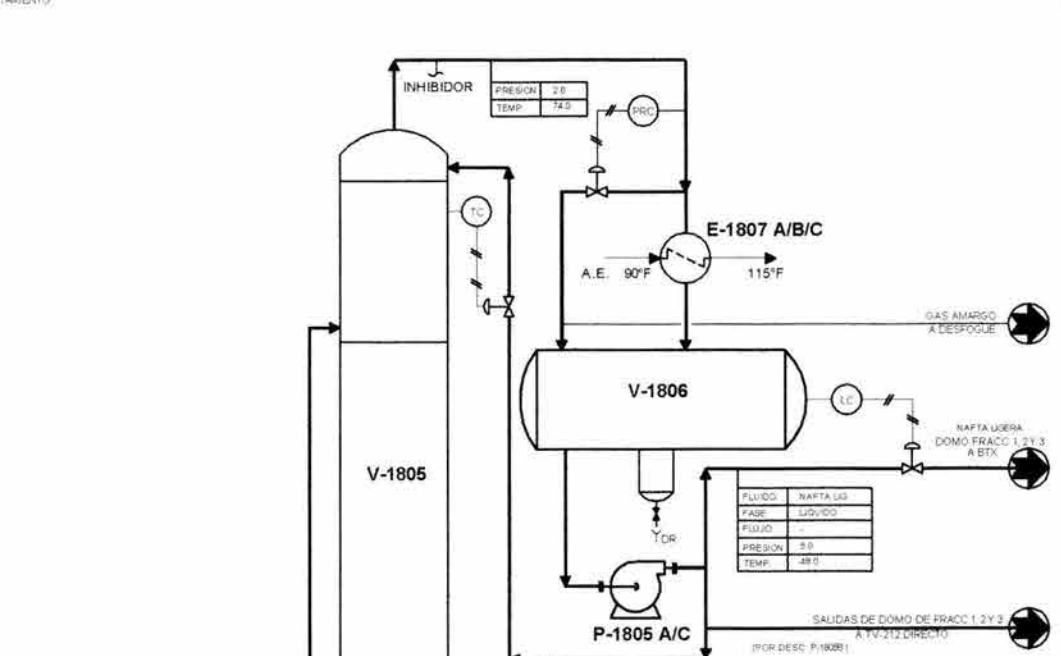
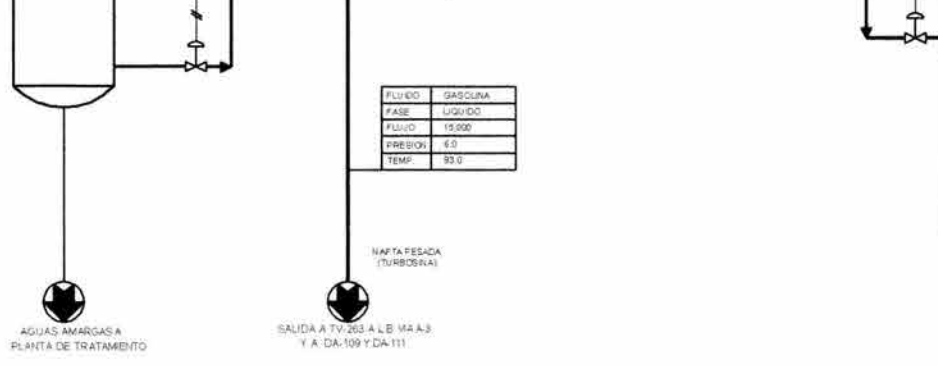
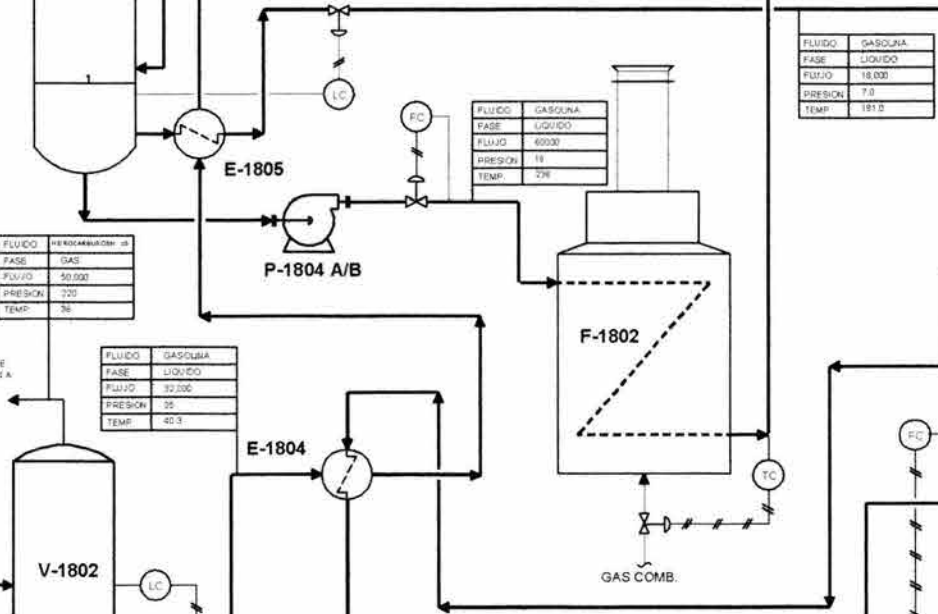
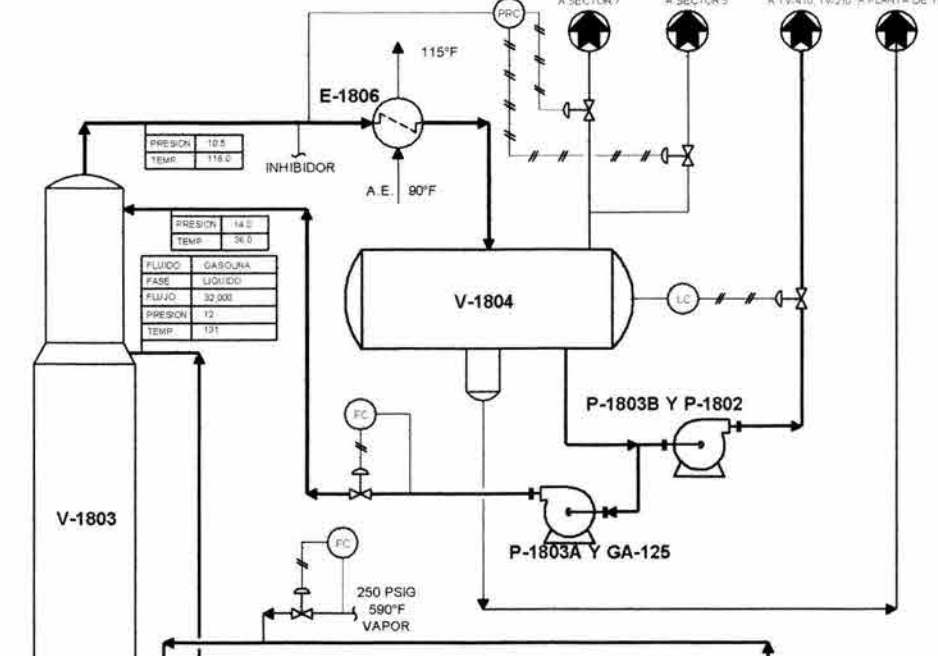
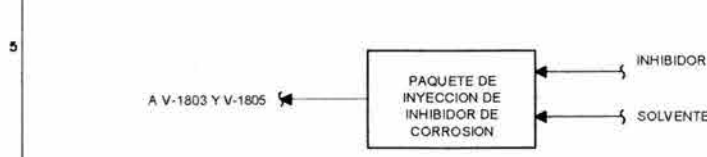
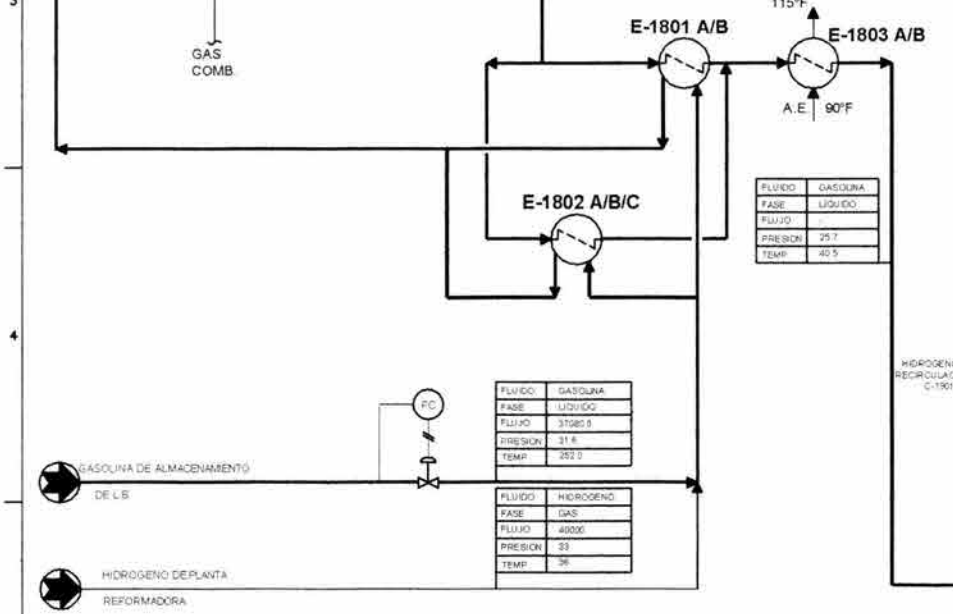
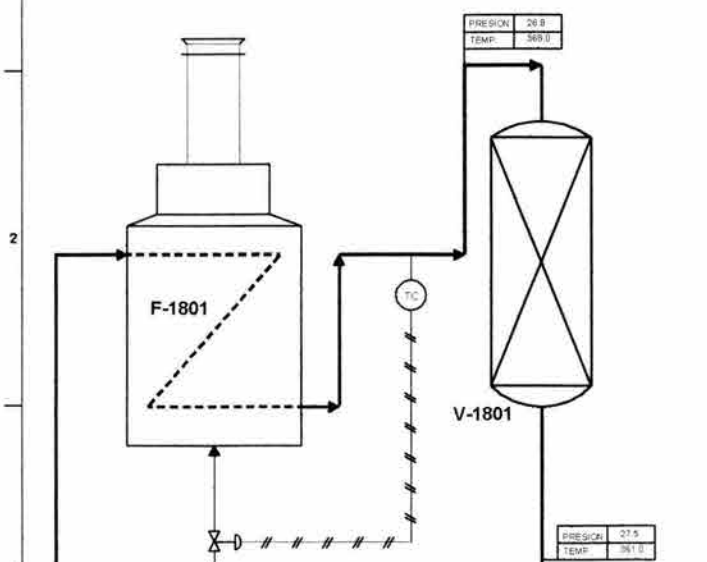
F-1802
CALENTADOR DE FONDOS DE V-1802
Q DIS= 26.0 MMSTUMR



 Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) FES Zaragoza	
TÍTULO DEL DIBUJO: DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN HIDRODESULFURADORA DE GASOLINA CALENTADORES DE GASOLINA	
NÚMERO DE DIBUJO: HDG-4	FECHA DE ELABORACIÓN: REV. 0



F-1801 CALENTADOR DE CARGA NORM. 31 MMBTUHR
V-1801 REACTOR 90" D x 17' 0" T.T. DIS. 475 PSIG, 750'
E-1801 Y 1802 INTERCAMBIADORES DE CARGA PRODUCTO DEL REACTOR 734 MMBTUHR
E-1803 ENFRIADOR DE PRODUCTOS DEL REACTOR 36.2 MMBTUHR
V-1802 SEPARADOR DE PRODUCTO 90" D x 20' 0" T.T. DIS. 450 PSIG, 450'
F-1802 CALENTADOR DE TORRE ESTABILIZADORA NORM. 36 MMBTUHR
V-1803 T. ESTABILIZADORA 72" D x 114' D x 76' 6" T.T. DIS. 200 PSIG, 500'
E-1805 INTERCAMBIADOR DE TORRE ESTABILIZADORA 18.9 MMBTUHR
E-1804 INTERCAMBIADOR DE TORRE ESTABILIZADORA CARGA FONDOS 10.3 MMBTUHR
E-1806 CONDENSADOR DE LA TORRE ESTABILIZADORA 20.1 MMBTUHR
V-1804 ACUMULADOR DE LA T. ESTABILIZADORA 64" D x 20' 0" T.T. DIS. 200 PSIG, 300'
V-1805 T. FRACCIONADORA 108" D x 63' 0" T.T. DIS. 50 PSIG, 400'
F-1803 CALENTADOR DE TORRE FRACCIONADORA NORM. 32.6 MMBTUHR
E-1807 A/C CONDENSADOR DE LA TORRE FRACCIONADORA 40.8 MMBTUHR
V-1804 ACUMULADOR DE LA T. ESTABILIZADORA 72" D x 20' 0" T.T. DIS. 50 PSIG, 200'
P-1805 A/B/C BOMBA DE DOMOS A TORRE FRACCIONADORA 660 GPM (DIS) DIF. PRESION = 62 PSIG
V-1806 ACUMULADOR DE LA TORRE FRACCIONADORA 63" D x 20' 0" T.T. DIS. 50 PSIG, 200' SIN AISLAMIENTO



P-1801
BOMBA DE INYECCION DE AGUA
20 GPM (DIS)
DIF. PRESION = 400 PSIG

P-1803 A/B Y GA-125
BOMBA DE DOMOS A TORRE ESTABILIZADORA
300 GPM (DIS)
DIF. PRESION = 375 PSIG

P-1806 Y P-1804 B
BOMBA DE DOMOS A TORRE ESTABILIZADORA
2200 GPM (DIS)
DIF. PRESION = 100 PSIG





CAPÍTULO 3

METODOLOGÍA APLICADA

3.1. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS CUANTITATIVO SIMPLIFICADO (SEMI-CUANTITATIVO) DE ESCENARIOS DE ALTO RIESGO POTENCIAL, PARA LA DETERMINACIÓN DEL SIL REQUERIDO PARA UN SIS.⁽⁷⁾⁽¹⁶⁾

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.

El análisis de capas de protección (LOPA) es la metodología más reciente para la evaluación del nivel de riesgo. En una escala sofisticada y rigurosa, LOPA se encuentra entre el extremo cualitativo de la escala (caracterizada por métodos tales como HazOp y What if...?) y el extremo cuantitativo (caracterizado por métodos usando árboles de fallas y árboles de sucesos). LOPA ayuda al analista a tomar decisiones constantes en cuanto a la suficiencia de las capas existentes o propuestas de protección contra un panorama del accidente



En 1996 se aprobó la norma ISA S84.01 "Aplicaciones de Sistemas Instrumentados de Seguridad para las Industrias de Proceso". 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 Sistemas Instrumentados de Seguridad. Esta fuera del alcance de esta norma, y se deja a criterio:

- ♦ El desarrollo del diseño conceptual del proceso.
- ♦ La aplicación para el análisis de peligros y valoración de los riesgos.
- ♦ La especificación de las capas de protecciones de no-SIS.
- ♦ Justificación de la necesidad de un SIS.
- ♦ Determinación del nivel de integridad de la seguridad.

El SIL sólo aplica a los Sistemas Instrumentados de Seguridad. 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 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, para finalmente determinar si realmente es necesario utilizar un SIS y definir el SIL requerido, y como ya se menciono, se deja a criterio, por lo cuál, se desarrolló una metodología semi-cuantitativa basado en el análisis LOPA, la cual se describe a continuación.



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 su 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.

3.1.1. METODOLOGÍA A DETALLE.

Paso 1: Definir los criterios de aceptabilidad de riesgos.

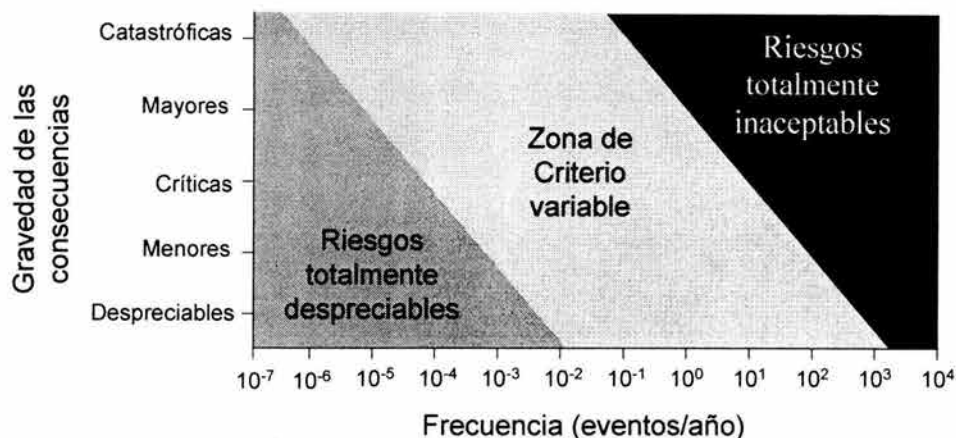
De acuerdo a datos publicados sobre criterios de aceptabilidad de riesgos en instalaciones industriales se pueden obtener 3 zonas en un diagrama frecuencia-gravedad:

- ♦ **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 diversos 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 3.1. Representación de las criterios de aceptabilidad de riesgos en un diagrama frecuencia - gravedad.⁽⁷⁾⁽¹¹⁾



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

Tabla 3.1. Frecuencias límites de la zona de criterio variable para cada categoría de consecuencia y frecuencia máxima aceptable utilizada.⁽³⁾⁽⁴⁾⁽⁵⁾

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 en incrementos de 0.5 órdenes de magnitud.

Tabla 3.2. Valores de frecuencias para eventos esperados en la vida útil de una planta de proceso. ⁽³⁾⁽⁴⁾⁽⁵⁾

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

La razón de dividir las frecuencias en dos partes es que la probabilidad de al menos un evento en 30 años (aproximadamente la vida útil de una planta de proceso) es 100% para frecuencias mayores 0.3 eventos/año, es decir, es prácticamente seguro que ocurrirán uno o más eventos en este periodo. En frecuencias menores a 0.3 se manejan probabilidades menores al 100% de un evento en 30 años. Para verificar esto basta con saber que:

$$P = 1 - e^{-f T}$$

Donde:

P = Probabilidad de un evento

f = Frecuencia observada

T = Tiempo



Tabla 3.3. Valores de frecuencia para eventos con probabilidad de ocurrir en la vida útil de una planta de proceso. (3)(4)(5)

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
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
3×10^{-3} a 1×10^{-2}	5.5	100 a 300	10% a 26% (1/4 a 1/10)	Baja probabilidad de ocurrir un evento en 30 años
1×10^{-3} a 3×10^{-3}	5	300 a 1000	3% a 10%	< a 1 oportunidad en 10 de ocurrir un evento en 30 años
3×10^{-4} a 1×10^{-3}	4.5	1,000 a 3,000	1% a 3%	
1×10^{-4} a 3×10^{-4}	4	3,000 a 10,000	0.3% a 1%	< a 1 oportunidad en 100 de ocurrir un evento en 30 años
3×10^{-5} a 1×10^{-4}	3.5	10,000 a 30,000	0.1% a 0.3%	
1×10^{-5} a 3×10^{-5}	3	30,000 a 100,000	0.03% a 0.1%	< a 1 oportunidad en 1000 de ocurrir un evento en 30 años
3×10^{-6} a 1×10^{-5}	2.5	100,000 a 300,000	0.03% a 0.01%	
1×10^{-6} a 3×10^{-6}	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
3×10^{-7} a 1×10^{-6}	1.5	1,000,000 a 3,000,000	0.003% a 0.001%	
$< 3 \times 10^{-7}$	1	> 3,000,000	Menor a 0.001%	< a 1 oportunidad en 100,000 de ocurrir un evento en 30 años

Tabla 3.4. Valores de las frecuencias al umbral para cada categoría de consecuencias. (3)(4)(5)

Gravedad de las consecuencias	Frecuencia máxima aceptable (eventos/año)	Valor de frecuencia umbral (F _i)
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



En la Tabla 3.4 se asigna un valor de frecuencia umbral (F_t) para cada categoría de consecuencias.

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. En la Tabla 3.7 se muestran la descripción de consecuencias potenciales de cada categoría utilizada y unas guías semi-cuantitativas para determinar la gravedad de un escenario.

Paso 3: Identificación de los eventos iniciales y determinación de 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. 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 Tabla 3.9.



Tabla 3.5. Descripción de los efectos potenciales de acuerdo a la categoría de consecuencias. (3)(4)(5)

Gravedad	Receptor	Descripción de los efectos potenciales
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 3.6. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a la cantidad de sustancia derramada. ⁽³⁾

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 3.7. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo a las consecuencias en la producción y en las instalaciones. ⁽³⁾

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, prod.secundarios	Menor Categoría 2	Menor Categoría 2	Crítico Categoría 3	Mayor Categoría 4	Mayor Categoría 4	Catastrófico Categoría 5



Tabla 3.8. Guía semi-cuantitativa para determinar la gravedad de un escenario de riesgo. De acuerdo al costo total las consecuencias. ⁽³⁾

Costo total del evento	0 a 10,000 dls	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

Tabla 3.9. Valores de la frecuencia para el evento inicial. ⁽³⁾⁽⁶⁾

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
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)

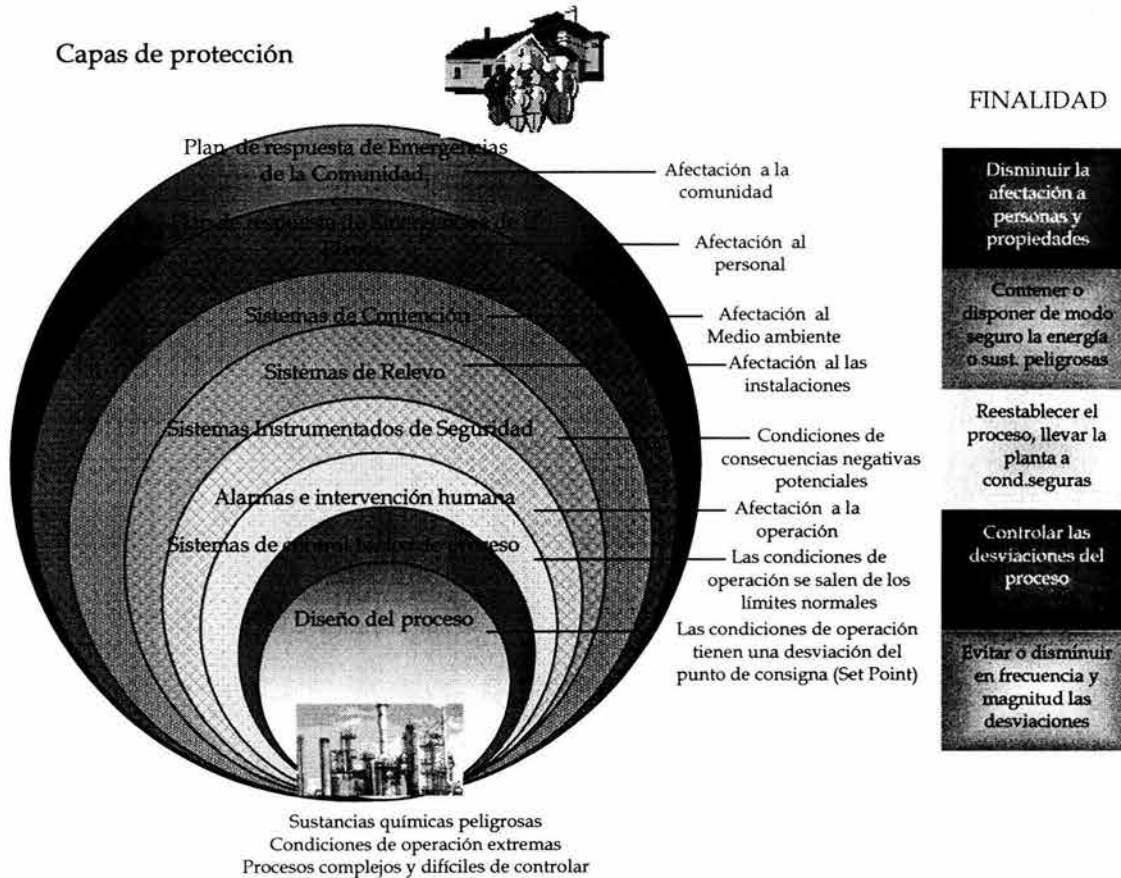
Paso 4: Identificar las capas de protección independientes aplicables al escenario y evaluar su efectividad.

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 3.2. Capas de protección de un proceso, finalidad y consecuencias de fallas bajo demanda. (7)(16)



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.



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 3.10.

Tabla 3.10. Valores de la probabilidad de falla bajo demanda, PFD. ⁽³⁾⁽⁶⁾

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	$\sim 3 \times 10^{-2}$ a 1×10^{-2}	10 a 30
2.5	1×10^{-2} a $\sim 3 \times 10^{-3}$	3 a 10
3	$\sim 3 \times 10^{-3}$ a 1×10^{-3}	1 a 3
3.5	1×10^{-3} a $\sim 3 \times 10^{-4}$	Oportunidad de 100% a 30% de una falla
4	$\sim 3 \times 10^{-4}$ a 1×10^{-4}	Oportunidad de 30% a 10% de una falla
4.5	1×10^{-4} a $\sim 3 \times 10^{-5}$	Oportunidad de 10% a 3% de una falla
5	$\sim 3 \times 10^{-5}$ a 1×10^{-5}	Oportunidad de 3% a 1% de una falla

El índice S_{PFD} 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_{PFD} indica una



protección con muy baja efectividad y muy altas probabilidades de fallar en caso de que se le necesite, y viceversa. En el Apéndice A se encuentran más a detalle los valores de PFD y valores de S_{PFD} . En la Tabla 3.11 se muestran algunos valores representativos.

Tabla 3.11. Valores típicos de S_{PFD} para algunos elementos representativos de proceso. ⁽³⁾⁽⁶⁾

Elemento de proceso	S_{PFD} 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, con más de 30 minutos para responder, poco estrés)	1.5
Respuesta humana con poco tiempo para responder (menos de 5 minutos) en situaciones de alto estrés (situaciones complejas)	0.5

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



- ♦ **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 $E_s = \sum S_{\text{PFD}}$.

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)

$$F_r = F_i - E_s$$

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 sobrediseño 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:

$$S_{\text{add}} = F_r - F_t$$



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 S_{add} después de considerar las otras alternativas no-SIS y utilizando la Tabla 3.12.

Tabla 3.12. Determinación del nivel SIL requerido a partir del valor S_{add} .⁽⁷⁾⁽¹⁶⁾

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





CAPÍTULO 4.

RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.

4.1. RESULTADOS.

El análisis LOPA, se efectúa sobre los escenarios de alto riesgo, los cuáles utilizan o podrían requerir de sistemas de mitigación de respuesta inmediata (interlock's o de VAAR).

Esta metodología, se apoya en un análisis cualitativo, para la identificación de los riesgos potenciales existentes en la planta; siendo el método HazOp el utilizado para dicho fin (ver apéndice B).

Con la metodología se determina si las protecciones existentes son suficientes para mitigar ó reducir el riesgo potencial del escenario en cuestión (clasificación A y B en el HazOp) a niveles aceptables, y hacer las recomendaciones pertinentes. Pero sólo se exponen cuatro escenarios de este tipo (el HazOp dio como resultado 25 escenarios, lo cuál es demasiado para el trabajo). En caso de ser recomendable un SIS, se evaluará el SIL que le corresponde.

Posteriormente, si se determina el SIL de un SIS ya instalado se evalúa el escenario de riesgo sin considerar el SIS como capa de protección. El valor de riesgo reducido correspondiente da como resultado el nivel de SIL requerido para ese escenario en estudio.

Y finalmente se evalúa el SIL con que debe cumplir el SIS propuesto como protección para escenarios en donde se tenga que minimizar el escape incontrolado de productos inflamables, combustibles o tóxicos, en donde existan VAAR (de acuerdo a la norma DG-GPASI-SI-2740).



Capítulo 4

Resultados y Análisis de Resultados



Los resultados obtenidos se muestran en las siguientes tablas, enumeradas por estudio. Es importante mencionar que hay datos que se obtuvieron del HazOp, como son: el número de escenario, causa ó evento inicial, efecto, nodo, circuito, producto, desviación y evento riesgoso. Para un mayor entendimiento de lo que se realizó, antes de los resultados, se presenta un ejemplo, en donde se muestra de cómo se obtiene cada dato.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



Número del estudio.	
Número del escenario en dónde se evalúa el estudio (Mostrado en el HazOp, ver apéndice B).	
Causa:	Causa del escenario en el HazOp (ver apéndice B)
Efecto:	Consecuencia principal de la causa (ver apéndice B)

NOMBRE DE LA PLANTA:	Nombre de la planta en la que se realiza el estudio.	
NODO: Nodo presentado en el HazOp (ver apéndice B)		
Circuito:	Circuito presentado en el HazOp (ver apéndice B)	
Producto:	Producto que se maneja en dicho nodo (ver apéndice B)	
Localizado en Diagrama(s):	Diagrama en donde se localizan los equipos de dicho nodo (ver DTT's y DFP, mostrados en el capítulo 2)	

DESVIACIÓN:	Desviación presentada en el HazOp (ver apéndice B)		
EVENTO RIESGOSO:	Consecuencias principales que se originan después de presentarse el evento (ver apéndice B)		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Usar tabla 3.4 del capítulo 3	Usar tabla 3.5 del capítulo 3.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	Usar tabla 3.4 del capítulo 3.	Usar tabla 3.4 del capítulo 3.	
EVENTO INICIAL:	Causa del escenario en el HazOp (ver apéndice B)		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	Usar tablas 3.2 y 3.3 del capítulo 3.	Usar tablas 3.9 del capítulo 3.	
CAPAS DE PROTECCIÓN:	Listado de las capas de protección existentes.	PFD	S_{PFD}
		Tablas en el apéndice A.	Valor de probabilidad de falla bajo demanda, tabla 3.10.
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	Suma de todas las capas de protección.		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	Frecuencia inicial menos la efectividad de las capas.		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	Frecuencia reducida menos la frecuencia al umbral.		



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



CONCLUSIÓN: Con respecto al valor de S_{add} , determinar si las capas de protección son suficientes.	
ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:	En caso de necesitarlo, sugerir otras soluciones que se le puedan dar al sistema antes de recomendar un SIS.
¿SE RECOMIENDA UN SIS?	Decisión tomada por lo ya concluido.
Justificación de la recomendación:	Justificar la pregunta anterior.
DETERMINACIÓN DEL SIL	Determinación del SIL requerido, a partir del valor de S_{add} (tabla 3.12).
Justificación:	Justificar la determinación del SIL.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



4.1.1. Eventos de alto riesgo (clasificación A y B).

ESTUDIO # 1.	
Escenario 25.	
Causa:	Baja presión de gas combustible en la red, por falla general de servicios auxiliares.
Efecto:	No se lleva a cabo la reacción de hidrodesulfuración con eficiencia. Contaminación del producto final.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 3. Sección de calentamiento F-1801 y reacción V-1801.	
Circuito:	Reacción.
Producto:	Gasolina e hidrógeno y gasolina desulfurada.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-1

DESVIACIÓN:	Menos temperatura.		
EVENTO RIESGOSO:	La reacción no se lleva cabo eficientemente. Recirculación de producto a tanque de carga en área 6. Contaminación del producto final en área 6. Incumplimiento al programa de producción. Paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con pérdidas mínimas en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F _t):	5	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Baja presión de gas combustible en la red, por falla general, de servicios auxiliares.		
Frecuencia del Evento inicial (F _i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCIÓN:		PFD	S _{PFD}
	Alarma por baja presión PAL-1801, procedimiento para el disparo del calentador F-1801, actuando PSL-1804 (HY-1804) Interlock.	1.0E-2	2.0
	Respuesta del personal ante el procedimiento de paro de planta.	1.0E-1	1.0



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	$2.0+1.0 = 3.0$		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	$8.0-3.0 = 5.0$		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	$5.0-5.0 = 0$		

CONCLUSIÓN: El valor de S_{add} es cero, por lo tanto el sistema no requiere protecciones adicionales

ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:

Para disminuir la probabilidad de que fallen los servicios auxiliares se recomienda que la Superintendencia General de Fuerza y Servicios Auxiliares operen las plantas en forma confiable y segura, para lo cual debe de haber una buena comunicación vía radio-campo-búnker.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?

No

Justificación de la recomendación:

Las protecciones en conjunto son suficientes, solo se recomienda mejorar la confiabilidad del sistema cumpliendo con los programa de simulacros operacionales.

DETERMINACIÓN DEL SIL

No Aplica

Justificación:

No aplica un SIL, puesto que no se requiere de un SIS, y el $S_{add} = 0$ no se encuentra en el rango para sugerirlo.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 2.	
Escenario 53.	
Causa:	Falla de control automático LIC-1803, en posición de cerrado, de la torre V-1803.
Efecto:	Aumenta la presión de la estabilizadora V-1803.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-2

DESVIACIÓN:	Más presión.		
EVENTO RIESGOSO:	Baja eficiencia de intercambio en E-1805. Disminuye la temperatura en la torre estabilizadora V-1803, aumento de nivel (inundación) y presión en la misma; además hay arrastre de producto desulfurado hacia la zona de quemadores de desfogue. No se lleva a cabo el corte de ligeros y pesados. Relevo de la válvula de seguridad PSV-1802. Recirculación de producto a tanque de carga. Posible paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con pérdidas mínimas en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	5	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Falla de control automático LIC-1803, en posición de cerrado, de la torre V-1803.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCIÓN:		PFD	SPFD
	Respuesta del personal en el directo de LV-1803, al detectar problemas con la alarma por alto nivel LAH-1803.	1.98E-2	2.0
	Relevo de la válvula de seguridad PSV-1802.	8.39E-2	2.0



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	$2.0+2.0 = 4.0$		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	$8.0-4.0 = 4.0$		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	$4.0-5.0 = -1.0$		

CONCLUSIÓN: El valor de S_{add} es negativo, por lo tanto, no requiere de capas de protección adicional	
ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:	Las protecciones son las adecuadas para el proceso, pero es recomendable que se lleve a cabo la revisión del software para evitar congelamiento de pantalla y calibración de instrumentos al sistema de control distribuido. Y mantener el compresor de aire C-1903-C en condiciones normales de operación.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	No
Justificación de la recomendación:	Las protecciones en conjunto son suficientes, sin embargo, se recomienda mejorar la confiabilidad del sistema, mejorando los programas: de mantenimiento preventivo a instrumentos, de simulacros operacionales, de calibración a válvulas de seguridad, realizar recorridos operacionales, y reparar de forma general la torre (cada tres años).

DETERMINACIÓN DEL SIL	No Aplica
Justificación:	No aplica un SIL, puesto que no se requiere de un SIS, y el $S_{add} = -1$ se encuentra por debajo del rango para sugerirlo.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 3.	
Escenario 64.	
Causa:	Automática TIC-1803 del calentador de fuego directo F-1802 quedando en posición abierta.
Efecto:	Disminuye el nivel de la estabilizadora V-1803. Posible incendio.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-2

DESVIACIÓN:	Menos nivel.		
EVENTO RIESGOSO:	Disminuye la recirculación de la torre V-1803 hacia el calentador F-1802, provocando, mayor consumo de gas combustible. Agotamiento de nivel en el fondo de V-1803. Cavitación de la bomba P-1804 A ó P-1804 B, fuga por los sellos de dichas bombas. No se lleva a cabo el corte de ligeros y pesados con eficiencia. Recirculación de producto a tanque de carga. Contaminación al medio ambiente. Incumplimiento al programa de producción. Posible incendio y paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con pérdidas mínimas en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F _i):	5	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Automática TIC-1803 del calentador de fuego directo F-1802 quedando en posición abierta.		
Frecuencia del Evento inicial (F _i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCIÓN:		PFD	SPFD
	Interlock HY-1805 del calentador F-1802. (Por cavitación de la bomba P-1804 A ó P-1804 B).	10E-2	2.0



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



	Acciones tomadas por el operador sobre el directo de la válvula TV-1803 una vez que se detecta el problema con la alarma TAL-1803 procedimiento de paro de planta.	3.0E-2	1.5
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	3.5		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	8.0-3.5 = 4.5		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	4.5-5 = -0.5		

CONCLUSIÓN: El valor de S_{add} es negativo por lo que no se requiere de capas de protecciones adicionales para cumplir con los criterios de aceptabilidad de riesgos.

ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:	<p>Solo se requiere mejorar las condiciones de las capas de protección como cambiar las bombas P-1401 A/B, ya que sobrepasa su vida útil y por lo tanto son obsoletas.</p> <p>Revisar el sistema de detectores de humo, fuego y gases tóxicos.</p> <p>Revisión del software, para evitar congelación de pantalla y calibración de instrumentos, al sistema de control distribuido.</p>
---------------------------	--

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	No
Justificación de la recomendación:	Las capas de protección son suficientes para mitigar el evento no deseado.

DETERMINACIÓN DEL SIL	No aplica
Justificación:	No se requiere un SIS.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 4.	
Escenario 109.	
Causa:	Válvula automática TIC-1804 del calentador de fuego directo F-1803, quede en posición de abierta.
Efecto:	Disminuye el nivel de la estabilizadora V-1803. Posible incendio.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 8. Fondo de nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A ó P-1804 B y P-1806, recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.	
Circuito:	Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada.
Producto:	Nafta ligera y nafta pesada.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-3.

DESVIACIÓN:	Menos nivel.	
EVENTO RIESGOSO:	Aumenta la presión de la estabilizadora V-1805 y V-1806 (dañando los internos). Disminuye la recirculación de la torre V-1805 hacia el calentador F-1803, provocando flexionamiento ó ruptura (ocasionando fuga e incendio) en los tubos de la zona de radiación del calentador. Agotamiento de nivel en el fondo de V-1805. Cavitación en las bombas P-1806 ó P-1804 B y fuga por los sellos de dichas bombas. Mayor consumo de gas combustible. Arrastre de hidrocarburos pesados hacia el domo de la torre V-1805, provocando que no se lleve a cabo el corte de ligeros y pesados con eficiencia. Contaminación al medio ambiente. Incumplimiento al programa de producción. Incendio y paro de planta.	
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con pérdidas mínimas en la producción.
Frecuencia al Umbral (F _l):	5	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.
EVENTO INICIAL:	Válvula automática TIC-1804 del calentador de fuego directo F-1803, quede en posición de abierta.	
Frecuencia del Evento inicial (F _i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).
CAPAS DE PROTECCION:		PFD S _{PF} D



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



	Interlock HY-1806, del calentador F-1803, por cavitación de las bombas 1804 B ò P-1806.	10E-2	2.0
	Respuesta del operador al activar el directo de la válvula TV-1804 al accionarse la alarma TAH-1804, procedimiento de paro de planta.	1.98E-2	2.0
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	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 de capas de protecciones adicional.

ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN:

Solo se requiere mejorar las condiciones de las capas existentes por lo que se recomienda, revisar el sistema de detectores de humo, fuego y gases tóxicos, revisar el software para evitar congelamiento de pantalla y calibración de instrumentos al sistema de control distribuido y mantener el compresor de aire C-1903-C, en condiciones normal de operación.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?

No

Justificación de la recomendación:

Las capas de protección son suficientes.

DETERMINACIÓN DEL SIL

No aplica

Justificación:

No se requiere un SIS.



4.1.2. Escenarios con interlocks existentes, mencionando su sistema.

ESTUDIO # 5	
Escenario 22.	
Causa:	Falla control TIC-1801 en posición de abierto.
Efecto:	Posible paro de planta.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 3. Sección de calentamiento F-1801 y reacción V-1801.	
Circuito:	Reacción.
Producto:	Gasolina e hidrógeno y gasolina desulfurada.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-1

DESVIACION:	Más temperatura.		
EVENTO RIESGOSO:	La reacción se vuelve reversible. Carbonización del catalizador, provocando disminución en su actividad. La velocidad de reacción aumenta. Mayor consumo de gas combustible. Recirculación de producto a tanque de carga en área 6. Contaminación del producto final en área 6. Incumplimiento al programa de producción. Paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Menor	Leves lesiones sin suspensión de labores. Fuga menor. Sin daños, peligros o molestias en la población.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	6	Máxima aceptable, 1/30 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Falla control TIC-1801 en posición de abierto.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCION:	Respuesta del personal ante el paso del control automático a directo.	PFD	S_{PFD}
		9.0E-1	0.5
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	0.5		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	$8.0 - 0.5 = 7.5$		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	$7.5 - 6.0 = 1.5$		



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	$7.5 - 6.0 = 1.5$		
--	-------------------	--	--

CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere de protecciones adicionales para cumplir con los criterios de aceptabilidad de riesgos.	
ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	<p>Se requiere un sistema de respuesta rápida que impida la escalación del evento no deseado. Además, para disminuir la probabilidad de que fallen los servicios auxiliares se recomienda:</p> <p>Instalar filtros a la entrada del gas combustible. Suministro de gas combustible bajo las normas de calidad óptima. Mejorar la calidad del aire de instrumentos, a la planta. Solicitar a la compañía ABB, confiabilidad del sistema del control distribuido. Mantener el compresor de aire C-1903-C, en condiciones normales de operación.</p>

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	Si (ya existe interlock, disparo del calentador F-1801 actuando el Interlock HY-1804)
Justificación de la recomendación:	Se requiere un sistema instrumentado de seguridad que dispare el calentador F-1801 por alta temperatura a la salida del calentador.

DETERMINACION DEL SIL	SIL = 1
Justificación:	Aplica un SIL puesto que se requiere un sistema instrumentado de seguridad, para un valor de $S_{ADD}=1.5$ corresponde un valor de SIL=1.

INTERLOCK HY-1804:

- ♦ Alarma por baja presión TAH-1801.
- ♦ TAH-1801, manda señal al TIC-1801.
- ♦ TIC-1801 manda señal al solucionador lógico.
- ♦ El solucionador lógico manda señal a la válvula solenoide HY-1804.
- ♦ HY-1804 manda cerrar la válvula de corte rápido HV-1804.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 6.	
Escenario 25.	
Causa:	Baja presión de gas combustible en la red, por falla general de servicios auxiliares.
Efecto:	Posible incendio. Contaminación del producto final.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 3. Sección de calentamiento F-1801 y reacción V-1801.	
Circuito:	Reacción.
Producto:	Gasolina e hidrógeno y gasolina desulfurada.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-1

DESVIACION:	Menos temperatura.		
EVENTO RIESGOSO:	La reacción no se lleva cabo. Recirculación de producto a tanque de carga en área 6. Contaminación del producto final en área 6. Incumplimiento al programa de producción. Paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con pérdidas mínimas en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	5	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Baja presión de gas combustible en la red, por falla general, de servicios auxiliares.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCION:	Indicadores de presión en campo, procedimiento de paro de planta.	PFD	S_{PDF}
		1.0E-1	1.0
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PDF}$	1.0		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	8.0-1.0 = 7.0		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	7.0-5.0 = 2.0		



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere de protecciones adicionales para cumplir con los criterios de aceptabilidad de riesgos.	
ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	Se requiere un sistema de respuesta rápida que impida la escalación del evento no deseado, y además para disminuir la probabilidad de que fallen los servicios auxiliares se recomienda que la Superintendencia General de Fuerza y Servicios Auxiliares operen las plantas en forma confiable y segura, para lo cual debe de haber una buena comunicación vía radio-campo-búnker.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	Si (ya existe interlock, disparo del calentador F-1801 actuando el Interlock HY-1804)
Justificación de la recomendación:	Se requiere un sistema instrumentado de seguridad que dispare el calentador F-1801 por baja presión.

DETERMINACION DEL SIL	SIL = 1
Justificación:	Aplica un SIL puesto que se requiere un sistema instrumentado de seguridad, para un valor de $S_{ADD}=2.0$ corresponde un valor de SIL=1.

INTERLOCK HY-1804:

- ♦ Alarma por baja presión PAL-1801.
- ♦ PAL-1801, manda señal al PSL-1801 y PSL-1804.
- ♦ PSL-1804 manda señal al solucionador lógico.
- ♦ El solucionador lógico manda señal a la válvula solenoide HY-1804.
- ♦ HY-1804 manda cerrar la válvula de corte rápido HV-1804.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 7.	
Escenario 43.	
Causa:	Falla control TIC-1803, quedando en posición de abierto.
Efecto:	Posible paro de planta.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-1 y HDG-4

DESVIACION:	Más temperatura.		
EVENTO RIESGOSO:	Aumenta la temperatura en la torre estabilizadora, V-1803. Aumento de presión y arrastre de hidrocarburos pesados al domo de la torres estabilizadora, V-1803. Incumplimiento al programa de producción. Paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Menor	Leves lesiones sin suspensión de labores. Fuga menor. Sin daños, peligros o molestias en la población.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	6	Máxima aceptable, 1/30 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Falla control TIC-1803 en posición de abierto.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCION:		PFD	S_{PFD}
	Respuesta del personal ante el paso del control automático a directo. Control de presión PIC-1802 hacia área 5 y red de gas combustible.	9.0E-1	0.5
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	0.5		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	8.0-0.5 = 7.5		



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	$7.5 - 6.0 = 1.5$	
--	-------------------	--

CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere de protecciones adicionales para cumplir con los criterios de aceptabilidad de riesgos.

ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	<p>Se requiere un sistema de respuesta rápida que impida la escalación del evento no deseado. Además, para disminuir la probabilidad de que fallen los servicios auxiliares se recomienda:</p> <p>Revisión del software, para evitar congelamiento en la pantalla y calibración de instrumentos, al sistema de control distribuido.</p> <p>Mantener el compresor de aire C-1903-C, en condiciones normales de operación.</p>
---------------------------	--

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	Si (ya existe interlock, disparo del calentador F-1802 actuando el Interlock HY-1805)
Justificación de la recomendación:	Se requiere un sistema instrumentado de seguridad que dispare el calentador F-1802 por alta temperatura a la salida del calentador.

DETERMINACION DEL SIL	SIL = 1
Justificación:	Aplica un SIL puesto que se requiere un sistema instrumentado de seguridad, para un valor de $S_{ADD}=1.5$ corresponde un valor de SIL=1.

INTERLOCK HY-1805:

- ♦ Alarma por baja presión TAH-1803.
- ♦ TAH-1803, manda señal al TIC-1803.
- ♦ TIC-1803 manda señal al solucionador lógico.
- ♦ El solucionador lógico manda señal a la válvula solenoide HY-1805.
- ♦ HY-1805 manda cerrar la válvula de corte rápido HV-1805.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 8.	
Escenario 64.	
Causa:	Automática TIC-1803, del calentador F-1802, quede en posición de abierto.
Efecto:	Posible incendio.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-2

DESVIACION:	Menos nivel.		
EVENTO RIESGOSO:	Disminuye la recirculación de la torre V-1803 hacia el calentador F-1802, provocando, mayor consumo de gas combustible. Agotamiento de nivel en el fondo de V-1803. Cavitación de la bomba P-1804 ó P-1804 B, fuga por los sellos de dichas bombas. No se lleva a cabo el corte de ligeros y pesados con eficiencia. Recirculación de producto a tanque de carga. Contaminación al medio ambiente. Incumplimiento al programa de producción. Posible incendio y paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con pérdidas mínimas en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F _t):	5	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Automática TIC-1803 del calentador de fuego directo F-1802 quedando en posición abierta.		
Frecuencia del Evento inicial (F _i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCION:	Acciones tomadas por el operador sobre el directo de la válvula TIV-1803 una vez que se detecta el problema con la alarma TAL-1803. Procedimiento de paro de la planta.	PFD	SPFD
		3.0E-2	1.5



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PDF}$	1.5		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	$8.0 - 1.5 = 6.5$		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	$6.5 - 5 = 1.5$		

CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere de protecciones adicionales para cumplir con los criterios de aceptabilidad de riesgos.	
ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	Se requiere un sistema que responda de manera inmediata y dispare el calentador F-1802, en caso de incendio. Es recomendable revisar el sistema de detectores de humo, fuego y gases tóxicos. Y revisar el software para evitar congelamiento de pantalla y calibración de instrumentos al sistema de control distribuido.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	Sí (ya existe interlock , disparo del calentador F-1802 actuando el Interlock HY-1805).
Justificación de la recomendación:	Se requiere un sistema de protección de respuesta rápida que dispare el calentador F-1802 (por cavitación de las bombas P-1804 A ó P-1804 B), por bajo flujo de carga al calentador.

DETERMINACION DEL SIL	SIL = 1.
Justificación:	Aplica un SIL puesto que se requiere un sistema instrumentado de seguridad, para un valor de $S_{ADD} = 1.5$ corresponde un valor de SIL=1.

INTERLOCK HY-1805:

- Alarma por baja presión PAL-1802.
- PAL-1802, manda señal al PSL-1802/1805.
- PSL-1802/1805 manda señal al solucionador lógico.
- El solucionador lógico manda señal a la válvula solenoide HY-1805.
- HY-1805 manda cerrar la válvula de corte rápido HV-1805.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 9.	
Escenario 94.	
Causa:	Falla control TIC-1804, quedando en posición de abierto.
Efecto:	Posible paro de planta.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 8. Fondo de nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A ó P-1804 B y P-1806, recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.	
Circuito:	Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada.
Producto:	Nafta ligera y nafta pesada.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-3

DESVIACION:	Más temperatura.		
EVENTO RIESGOSO:	Aumenta la presión y disminuye el nivel en la torre estabilizadora, V-1805. Arrastre de pesados hacia el domo de la torre. Cavitación de la bomba P-1806. Incendio. Relevo de las válvulas de seguridad PSV-1803 y PSV-1804. Mayor consumo de gas combustible. Incumplimiento al programa de producción. Contaminación al medio ambiente. Paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Menor	Leves lesiones sin suspensión de labores. Fuga menor. Sin daños, peligros o molestias en la población.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	6	Máxima aceptable, 1/30 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Falla control TIC-1804 en posición de abierto.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1año).	
CAPAS DE PROTECCION:	Respuesta del personal ante el paso del control automático a directo.	PFD	S_{PFD}
		9.0E-1	0.5
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	0.5		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	$8.0 - 0.5 = 7.5$		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	$7.5 - 6.0 = 1.5$		



CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere de protecciones adicionales para cumplir con los criterios de aceptabilidad de riesgos.	
ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	Se requiere un sistema de respuesta rápida que impida la escalación del evento no deseado. Además, para disminuir la probabilidad de que fallen los servicios auxiliares se recomienda: Revisión del software, para evitar congelamiento en la pantalla y calibración de instrumentos, al sistema de control distribuido.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	Si (ya existe interlock, disparo del calentador F-1803 actuando el Interlock HY-1806)
Justificación de la recomendación:	Se requiere un sistema instrumentado de seguridad que dispare el calentador F-1803 por alta temperatura a la salida del calentador.

DETERMINACION DEL SIL	SIL = 1
Justificación:	Aplica un SIL puesto que se requiere un sistema instrumentado de seguridad, para un valor de $S_{ADD}=1.5$ corresponde un valor de SIL=1.

INTERLOCK HY-1806:

- ✦ Alarma por baja presión TAH-1804.
- ✦ TAH-1804, manda señal al TIC-1804.
- ✦ TIC-1804 manda señal al solucionador lógico.
- ✦ El solucionador lógico manda señal a la válvula solenoide HY-1806.
- ✦ HY-1806 manda cerrar la válvula de corte rápido HV-1806.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 10.	
Escenario 109.	
Causa:	Válvula automática TIC-1804 del calentador de fuego directo F-1803, quede en posición de abierta.
Efecto:	Posible incendio.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 8. Fondo de nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A ó P-1804 B y P-1806, recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.	
Circuito:	Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada.
Producto:	Nafta ligera y nafta pesada.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-3

DESVIACION:	Menos nivel.		
EVENTO RIESGOSO:	Aumenta la presión de la estabilizadora V-1805 y V-1806 (dañando los internos). Disminuye la recirculación de la torre V-1805 hacia el calentador F-1803, provocando flexionamiento ó ruptura (ocasionando fuga e incendio) en los tubos de la zona de radiación del calentador. Agotamiento de nivel en el fondo de V-1805. Cavitación en las bombas P-1806 ó P-1804 B y fuga por los sellos de dichas bombas. Mayor consumo de gas combustible. Arrastre de hidrocarburos pesados hacia el domo de la torre V-1805, provocando que no se lleve a cabo el corte de ligeros y pesados, con eficiencia. Contaminación al medio ambiente. Incumplimiento al programa de producción. Incendio y paro de planta.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Crítico	Varios equipos dañados con pérdidas mínimas en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F _t):	5	Máxima aceptable, 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Válvula automática TIC-1804 del calentador de fuego directo F-1803, quede en posición de abierta.		
Frecuencia del Evento inicial (F _i):	8	Frecuente (Ha ocurrido más de una vez al año. Evento observado entre 0.3 y 1 año).	
CAPAS DE PROTECCION:		PFD	S _{PF} D
	Control por directo de la válvula TIC-1804,	5.53E-2	1.5



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



	indicadores de temperatura y presión en el domo de la torre V-1805, procedimiento de paro de la planta.		
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PDF}$	1.5		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	8.0-1.5 = 6.5		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	6.5-5.0 = 1.5		

CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere de capas de protecciones adicional.

ALTERNATIVAS DE SOLUCION:

Se requiere de un sistema instrumentado de seguridad que dispare el calentador por cavitación de la bomba P-1804 B ó P-1806 además se requiere mejorar las condiciones de las capas existentes por lo que se recomienda, revisar el sistema de detectores de humo, fuego y gases tóxicos, revisar el software para evitar congelamiento de pantalla y calibración de instrumentos al sistema de control distribuido y mantener el compresor de aire C-1903-C, en condiciones normal de operación.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?

Si (ya existe, interlock HY-1806, del calentador F-1803).

Justificación de la recomendación:

Se requiere un sistema que dispare el calentador por cavitación de las bombas P-1804 B ó P-1806.

DETERMINACION DEL SIL

Aplica

Justificación:

Para un SIS=1.5 le corresponde un SIL=1

INTERLOCK HY-1806:

- Alarma por baja presión PAL-1803.
- PAL-1803 manda señal a los interruptores PSL-1803/1806.
- PSL-1803/1806 mandan señal al solucionador lógico.
- El solucionador lógico manda señal a la válvula solenoide HY-1806.
- HY-1806 manda cerrar la válvula de corte rápido HV-1806.



4.1.3. Sistemas con detectores de fuego, con Válvulas de Aislamiento de Activación Remota (VAAR).

ESTUDIO # 11.	
Escenario s/n.	
Causa:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.
Efecto:	Incendio, paro de planta. Sobrepresionamiento de V-1803.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodeshulfuradora de Gasolina.
NODO: 2. Torre estabilizadora V-1803, bombas P-1804 A/B.	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Gasolina.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-2

DESVIACION:	Fuga en bridas o sellos de las bombas P-1804 A/B.		
EVENTO RIESGOSO:	Incendio, paro de plantas, sobrepresionamiento de V-1803.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Mayor	Posibilidad de uno o más heridos graves, daño mayor a una o varias áreas de proceso algo de pérdida en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	4	Máxima aceptable 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	6	Posible (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años).	
CAPAS DE PROTECCION:		PFD	S_{PFD}
	Ninguna		0
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	0		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	6-0 = 6		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	6-4 = 2		



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere una capa de protección adicional

ALTERNATIVAS DE SOLUCION:

Instalación de VAAR (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2740) en la salida del fondo de torre estabilizadora V-1803, activada por un sistema de detección y alarma para fuego, e instalada de acuerdo a la fuente de liberación más probable (bridas y sellos de las bombas) en la dirección contraria a los vientos dominantes, integrada al interlock de disparo del calentador y disparo de las bombas.
Otra buena recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas P-1804 A/B.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?

SI.

Justificación de la recomendación:

Sistema detector de fuego conectado a un PLC y éste a su vez a la VAAR, al disparo de las bombas, del calentador F-1802 y a un sistema automático de extinción de fuego.

DETERMINACION DEL SIL

SIL=1

Justificación:

$S_{ADD} = 2.0$ corresponde un valor de SIL=1.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 12.	
Escenario s/n.	
Causa:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.
Efecto:	Incendio, paro de planta. Sobrepresionamiento de V-1804.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 6. Vapores del domo de la torre V-1803, a condensadores E-1806 A/B, a tanque V-1804, reflujo a la torre V-1803 y Salida de gasolina hacia L.B.3	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Ligeros (ác. Sulfhidrico, butanos, metanos, etanos, propanos).
Localizado en Diagrama(s):	HDG-2

DESVIACION:	Fuga en bridas o sellos de las bombas P-1803 A/B, P-1802 y GA-125.		
EVENTO RIESGOSO:	Incendio, paro de plantas, sobrepresionamiento de V-1804.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Mayor	Posibilidad de uno o más heridos graves, daño mayor a una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 1 millón de dólares o algo de pérdida en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F _t):	4	Máxima aceptable 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.		
Frecuencia del Evento inicial (F _i):	6	Posible (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años).	
CAPAS DE PROTECCION:		PFD	S _{PFD}
	Ninguna		0
Efectividad de las Capas (E _s): $\sum S_{PFD}$	0		
Frecuencia Reducida (F _r): F _i - E _s	6-0 = 6		
Protecciones adicionales (S _{add}): F _r - F _t	6-4 = 2		



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere una capa de protección adicional

ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	<p>Instalación de VAAR (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2740) en la salida del fondo de torre estabilizadora V-1804, activada por un sistema de detección y alarma para fuego, e instalada de acuerdo a la fuente de liberación más probable (bridas y sellos de las bombas) en la dirección contraria a los vientos dominantes, integrada al interlock de disparo del calentador y disparo de las bombas.</p> <p>Otra buena recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas P-1803 A/B, P-1802 y GA-125.</p>
---------------------------	--

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	SI.
Justificación de la recomendación:	Sistema detector de fuego conectado a un PLC, y éste a su vez a la VAAR, y a un sistema automático de extinción de fuego.

DETERMINACION DEL SIL	SIL=1
Justificación:	$S_{ADD} = 2.0$ corresponde un valor de SIL=1.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 13.	
Escenario s/n.	
Causa:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.
Efecto:	Incendio, paro de planta. Sobrepresionamiento de V-1805.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 3. Torre fraccionadora V-1805, bombas P-1806.	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Gasolina.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-3

DESVIACION:	Fuga en bridas o sellos de las bombas P-1804 A/B.		
EVENTO RIESGOSO:	Incendio, paro de plantas, sobrepresionamiento de V-1805.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Mayor	Posibilidad de uno o más heridos graves, daño mayor a una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 1 millón de dólares o algo de pérdida en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	4	Máxima aceptable 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	6	Posible (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años).	
CAPAS DE PROTECCION:		PFD	S_{PDF}
	Ninguna		0
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PDF}$	0		
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	6-0 = 6		
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	6-4 = 2		



CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere una capa de protección adicional

ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	<p>Instalación de VAAR (de acuerdo a criterios de DG-GPASI-SI-2740) en la salida del fondo de torre estabilizadora V-1803, activada por un sistema de detección y alarma para fuego, e instalada de acuerdo a la fuente de liberación más probable (bridas y sellos de las bombas) en la dirección contraria a los vientos dominantes, integrada al interlock de disparo del calentador y disparo de las bombas.</p> <p>Otra buena recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas P-1804 A/B.</p>
---------------------------	---

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	SI.
Justificación de la recomendación:	Sistema detector de fuego conectado a un PLC y éste a su vez a la VAAR, al disparo de las bombas, del calentador F-1803 y a un sistema automático de extinción de fuego.

DETERMINACION DEL SIL	SIL=1
Justificación:	$S_{ADD} = 2.0$ corresponde un valor de SIL=1.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



ESTUDIO # 14.	
Escenario s/n.	
Causa:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.
Efecto:	Incendio, paro de planta. Sobrepresionamiento de V-1806.

NOMBRE DE LA PLANTA:	Hidrodesulfuradora de Gasolina.
NODO: 3. Acumulador de la torre fraccionadora V-1806, bombas P-1805 A/B/C.	
Circuito:	Estabilización.
Producto:	Gasolina.
Localizado en Diagrama(s):	HDG-3

DESVIACION:	Fuga en bridas o sellos de las bombas P-1805 A/B.		
EVENTO RIESGOSO:	Incendio, paro de plantas, sobrepresionamiento de V-1805.		
Clase de Gravedad de Consecuencia:	Mayor	Posibilidad de uno o más heridos graves, daño mayor a una o varias áreas de proceso con un costo estimado mayor a 1 millón de dólares o algo de pérdida en la producción.	
Frecuencia al Umbral (F_t):	4	Máxima aceptable 1/300 eventos por año.	
EVENTO INICIAL:	Fugas en los sellos de las bombas y/o bridas.		
Frecuencia del Evento inicial (F_i):	6	Posible (no se tiene registros pero puede ocurrir. Evento observado entre 30 y 100 años).	
CAPAS DE PROTECCION:		PFD	S_{PFD}
	Ninguna		0
Efectividad de las Capas (E_s): $\sum S_{PFD}$	0	/	/
Frecuencia Reducida (F_r): $F_i - E_s$	6-0 = 6	/	/
Protecciones adicionales (S_{add}): $F_r - F_t$	6-4 = 2	/	/



CONCLUSION: El valor de S_{add} es positivo por lo que se requiere una capa de protección adicional	
ALTERNATIVAS DE SOLUCION:	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 más probable (bridas y sellos de las bombas) en la dirección contraria a los vientos dominantes. Otra buena recomendación sería instalar un sistema de doble sello en las bombas P-1805 A/B/C.

¿SE RECOMIENDA UN SIS?	SI.
Justificación de la recomendación:	Sistema detector de fuego conectado a un PLC y éste a su vez a la VAAR, al disparo de las bombas y a un sistema automático de extinción de fuego.

DETERMINACION DEL SIL	SIL=1
Justificación:	$S_{ADD} = 2.0$ corresponde un valor de SIL=1.



4.2. ANÁLISIS DE RESULTADOS.

De acuerdo a los resultados obtenidos:

En los estudios del #1 al #4, se evalúan algunos de los casos con clasificación A y B, según el HazOp.

En los estudios #5 y #6, se evaluó el interlock del calentador F-1801, por distintas funciones: alta temperatura, bajo flujo o baja presión.

En los estudios #7 y #8, se evaluó el interlock del calentador F-1802, por distintas funciones: alta temperatura, bajo flujo o baja presión.

En los estudios #9 y #10, se evaluó el interlock del calentador F-1803, por distintas funciones: alta temperatura, bajo flujo o baja presión.

El SIL determinado para cada interlock, nos indica que el SIS cumple con los requerimientos necesarios para mitigar el evento indeseado.

En el estudio #11: Se recomienda la instalación de un sistema instrumentado de seguridad con la siguiente secuencia: disparo de la bomba P-1804A/B, cierre de la válvula de corte rápido, VAAR, disparo del calentador F-1802 y aviso a plantas clientes del paro de planta.

En el estudio #12: Se recomienda la instalación de un sistema instrumentado de seguridad con la siguiente secuencia: Cierre de la válvula de corte rápido, VAAR, y aviso a plantas clientes del paro de planta.

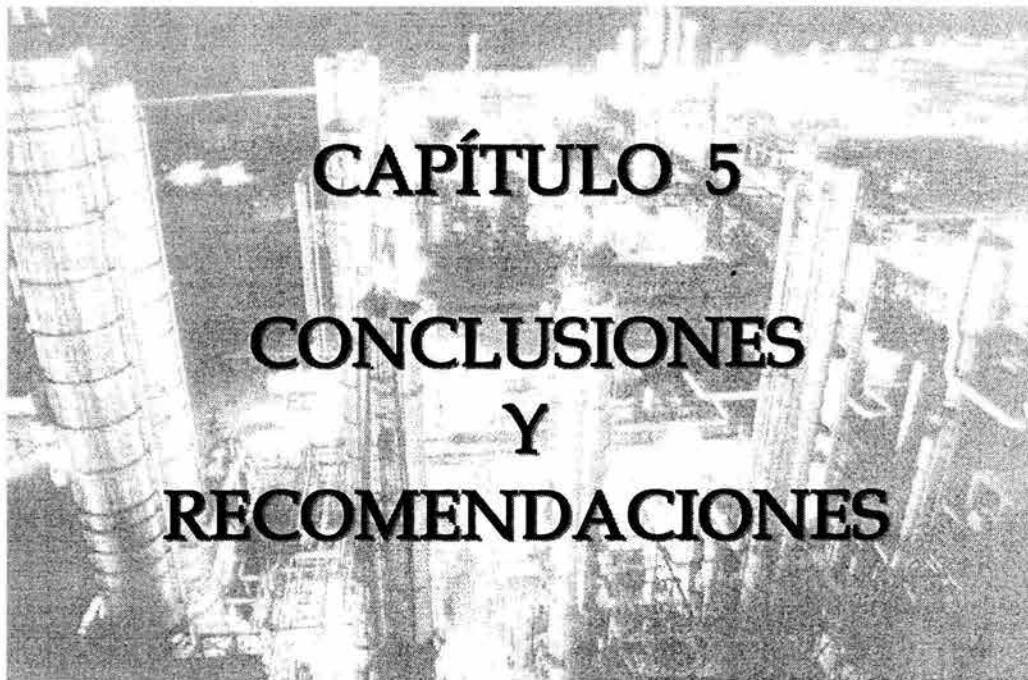
En el estudio #14: Se recomienda la instalación de un sistema instrumentado de seguridad con la siguiente secuencia: disparo de la bomba P-1804B y P-1806, cierre de la válvula de corte rápido VAAR-HV-1805, disparo del calentador F-1803 y aviso a plantas clientes del paro de planta.



Capítulo 4
Resultados y Análisis de Resultados



En el estudio #10: Se recomienda la instalación de un sistema instrumentado de seguridad con la siguiente secuencia: disparo de la bomba P-1805A/C, cierre de la válvula de corte rápido, VAAR, y aviso a plantas clientes del paro de planta.





CAPÍTULO 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

5.1. CONCLUSIONES.

El uso del análisis de riesgos, HazOp, nos fue de gran ayuda para la elaboración de esta tesis; además, como ya se menciona en el capítulo 3, cada escenario de los estudios, se obtuvieron del HazOp, mostrado en el Apéndice B.

Con el uso del Método LOPA, se realizó el análisis de capas de protección, justificando la instalación de un SIS, así como las VAAR y evaluando los sistemas ya existentes, incluyendo en estos los interlocks de los equipos.

La confiabilidad de un sistema se determina evaluando el Nivel de Integridad de Seguridad (SIL) de un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS). Pero no siempre es necesario un SIS, de ser así, el método ayuda a mitigar eventos de alto riesgo, optimizando el diseño del proceso, modernizando los equipos y la instrumentación, y mejorando la capacitación al personal. También nos va a permitir tener mejores argumentos, para decidir el lugar en donde se necesita instalar un SIS, y consecuentemente, tener un mejor manejo de los recursos económicos, destinados a la seguridad industrial.

El método demuestra que no siempre es necesaria la instalación de un SIS, si se tienen las capas de protección independientes adecuadas. Además, la metodología desarrollada, requiere menor tiempo que un análisis de riesgo cuantitativo. Esto beneficia particularmente a escenarios que son complejos, para una evolución de riesgos cualitativos.



LOPA puede mejorar la eficiencia de la evaluación de riesgos, proporcionando una herramienta que ayude a alcanzar juicios de riesgos de manera rápida.

5.2. RECOMENDACIONES.

De acuerdo al análisis de la efectividad de las capas de protección, aplicada a los escenarios que se analizaron a la planta Hidrodesulfuradora de Gasolina, se recomienda, lo siguiente:

Paro de Emergencia por Detección de Fuego y/o por Atmósferas Riesgosas.

En caso de riesgo por fuego y/o atmósferas riesgosas, se deberá instalar un sistema de detección y alarma de explosividad, cerca de las bombas y en dirección contraria a los vientos dominantes (de acuerdo a los criterios establecidos en la norma sobre sistemas automáticos para la detección y alarma por fuego o por atmósferas riesgosas, DG-GPASI-SI-2720), conectado a un Controlador Lógico Programable, PLC, y este, a su vez, conectado a la Válvula de Aislamiento de Activación Remota, VAAR (acorde a los criterios y requerimientos mínimos establecidos en la norma DG-GPASI-SI-2740).

El sistema propuesto, incluye la instalación de alarmas por alta explosividad, e interruptores activados en campo ó en tablero de control. Además, se requiere que los sensores a instalar sean de doble canal, para tener mayor confiabilidad en la lectura y determinar fallas en el sensor.

Para prever consecuencias posteriores, en la siguiente sección se muestran tres casos diferentes; y que de acuerdo al proceso, se detalla la secuencia en la que deben dispararse los equipos.



Configuración SIL1, caso 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 5.2.

Configuración SIL1, caso B.

RECIPIENTE-BOMBAS-CALENTADOR: 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 de corte rápido del suministro de gas combustible del calentador. Mostrado en Figura 5.3.

Sistema de Paro de Emergencia en Calentador.

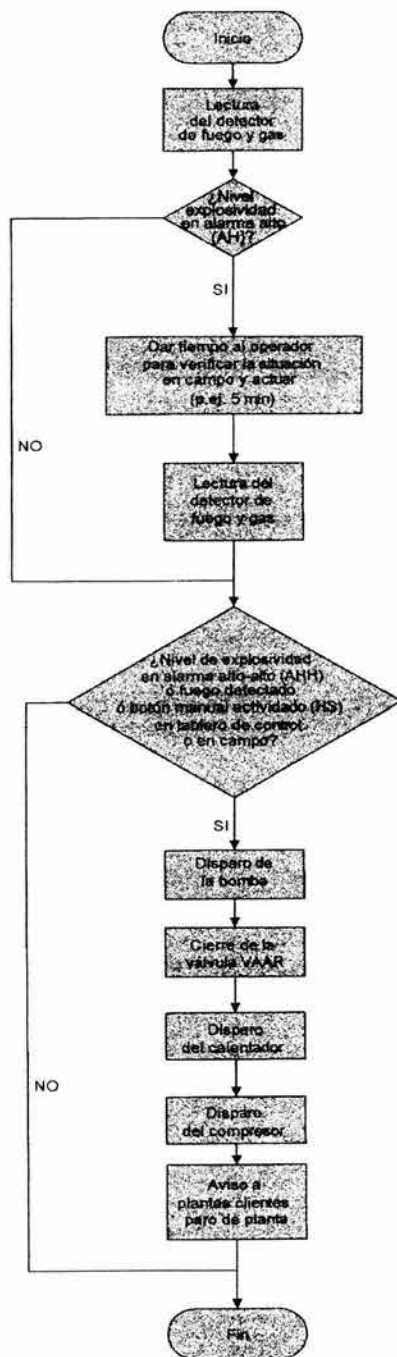
Configuración SIL1, caso C.

CALENTADOR: Disparo del calentador. Mostrado en Figura 5.4.

A continuación, en la figura 5.1, se presenta el diagrama de flujo genérico para los SIS recomendados.



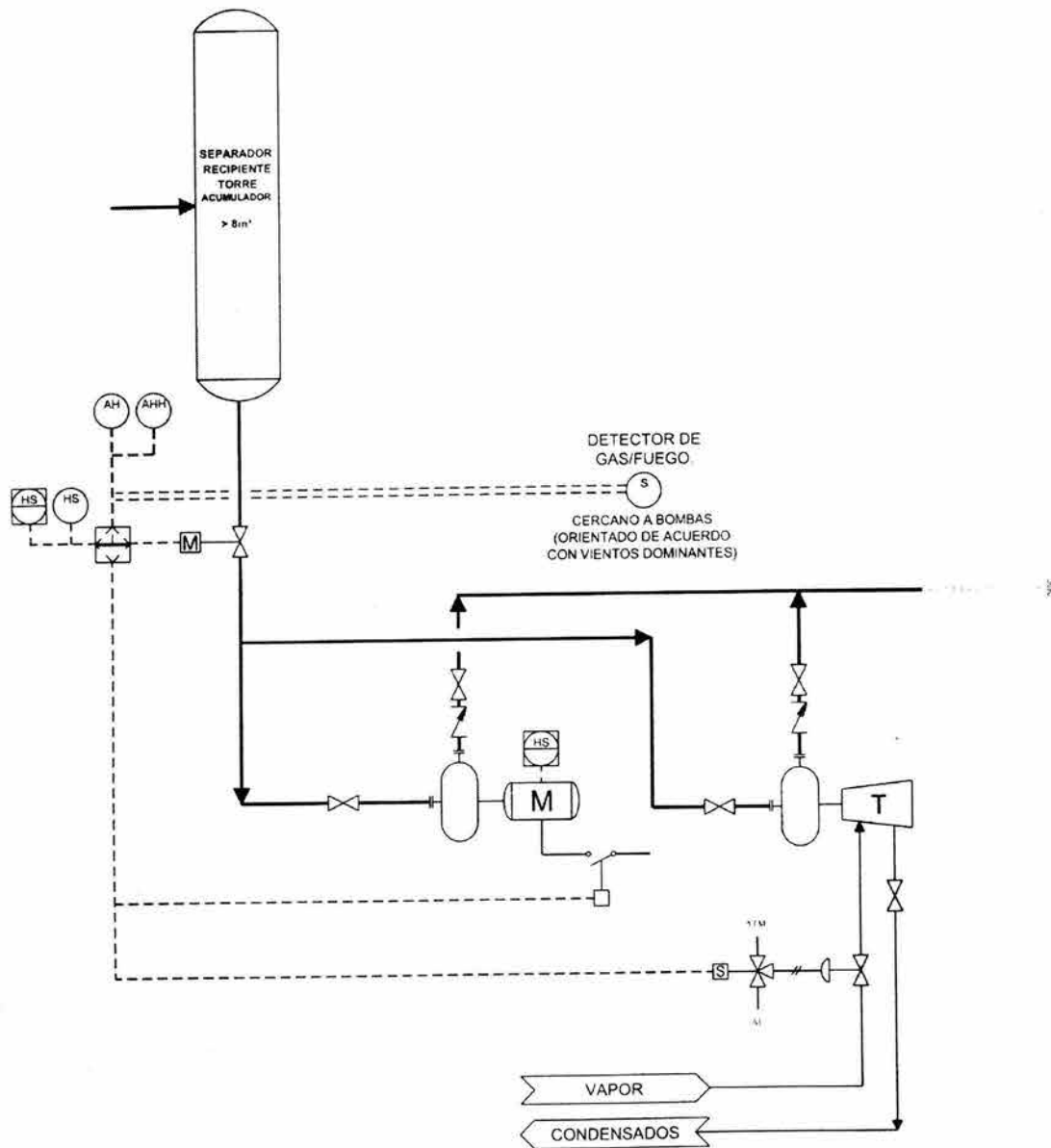
Figura 5.1. Diagrama de Flujo Genérico para el SIS.*



* Llamas Moreno, Fanny M. Fac. de Química. 2003.



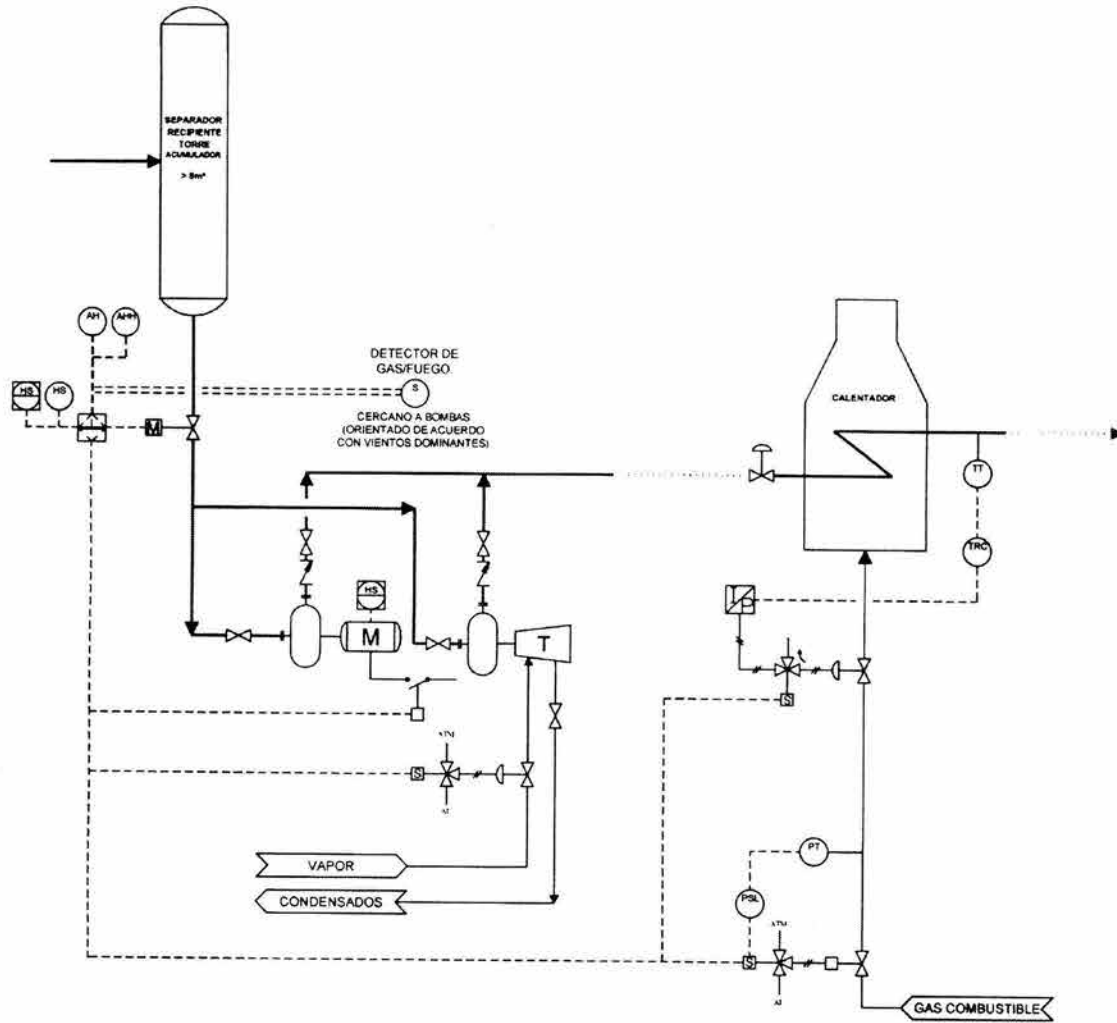
Figura 5.2. Configuración SIL1, caso A.*



* Llamas Moreno, Fanny M. Fac. de Química. 2003.



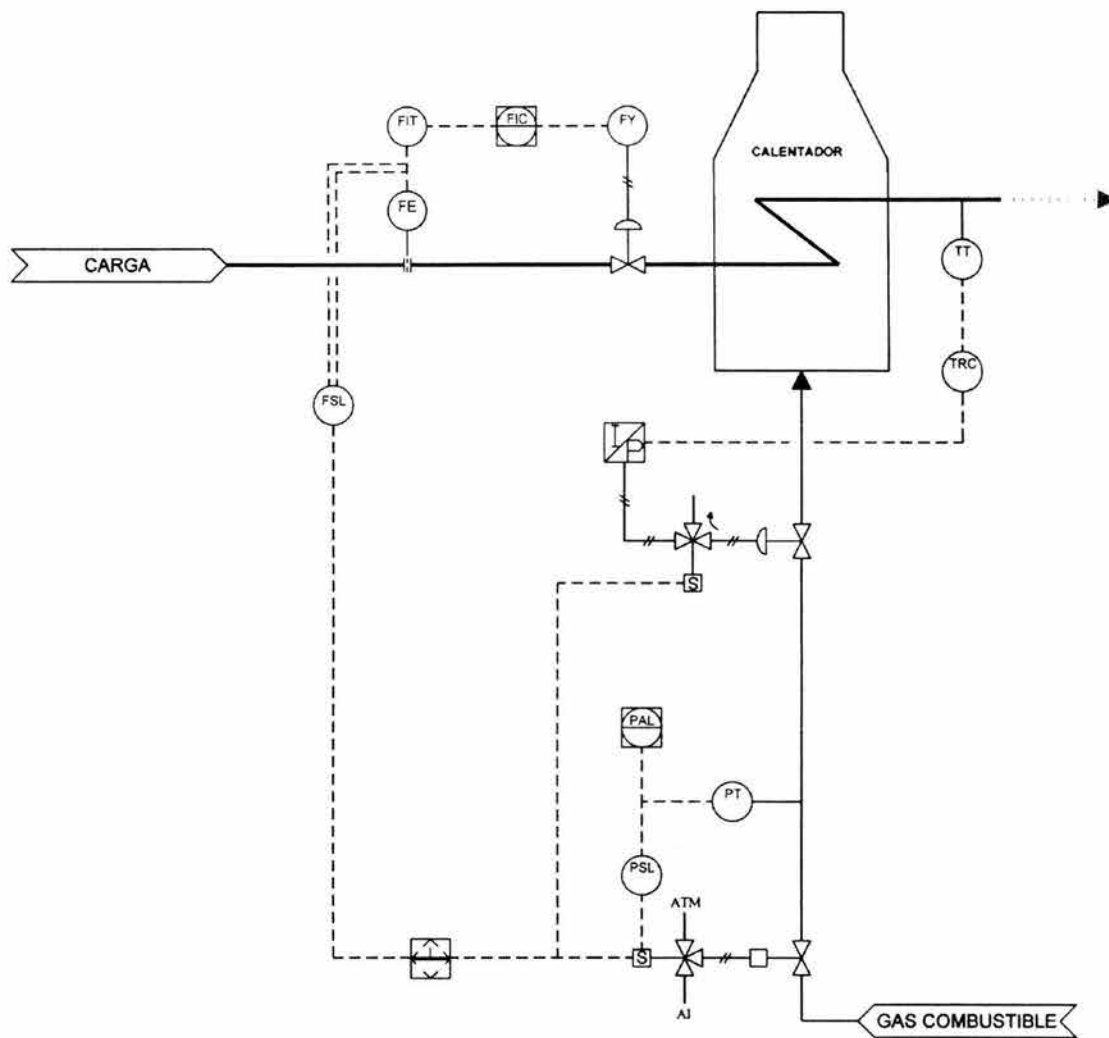
Figura 5.3. Configuración SIL1, caso B.*



* Llamas Moreno, Fanny M. Fac. de Química. 2003.



Figura 5.4. Configuración SIL1, caso C.*



* Llamas Moreno, Fanny M. Fac. de Química. 2003.



En resumen, se recomienda la instalación un SIS de SIL1, de acuerdo a los lineamientos.

Tabla 5.1. Propuestas para la instalación de SIS.*

RECIPIENTE	LÍNEA (donde se localiza la VAAR)	BOMBAS	CALENTADOR	ARQUITECTURA GENÉRICA
Torre Estabilizadora (V-1803)	12``-C-2022-II	P-1804 A P-1804 B	F-1802	SIL1, caso B
Torre Fraccionadora (V-1805)	12``-A-2027-II	P-1804 B P-1806	F-1803	SIL1, caso B
Acumulador de la torre estabilizadora (V-1804)	6``-A-2018	P-1802 P-1803 A P-1803 B GA-125	-	SIL1, caso A
Acumulador de la torre fraccionadora (V-1806)	8``-A-fondos de V-1806	P-1805 A P-1805 B P-1805 C	-	SIL1, caso A

* Llamas Moreno, Fanny M. Fac. de Química. 2003.



La arquitectura propuesta para un SIL1 se presenta en la figura 6.5 y sus valores PFD`s correspondientes, se encuentran en la tabla 6.2.

Figura 5.5. Propuesta de Arquitectura Genérica para una Configuración SIL 1.*

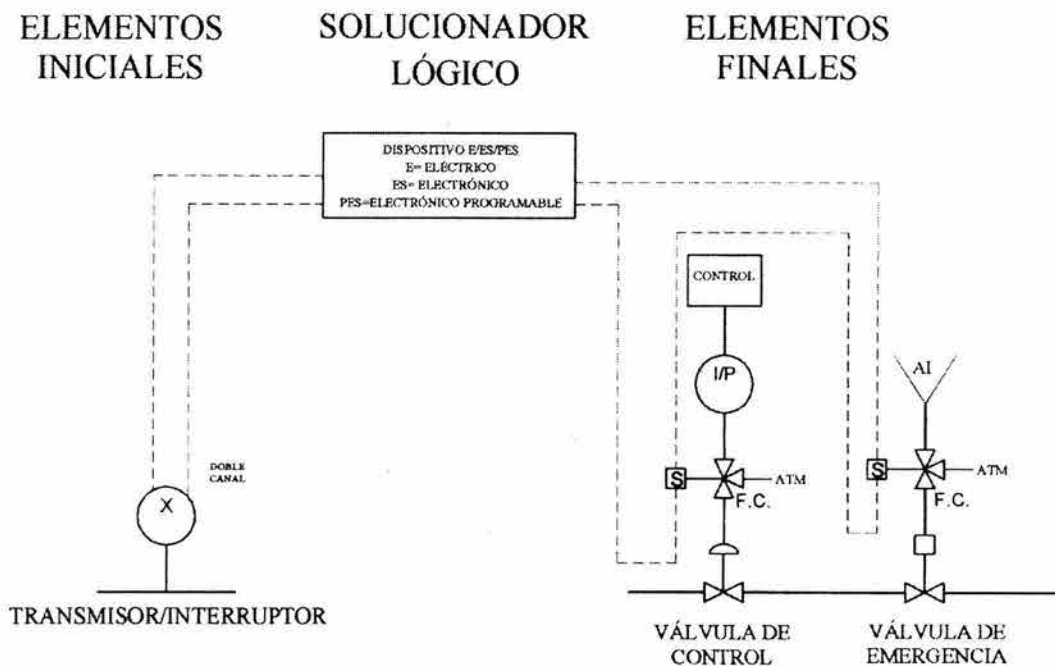


Tabla 5.2. PFD`s para SIL 1. *

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

* Llamas Moreno, Fanny M. Fac. de Química. 2003.





BIBLIOGRAFÍA.

1. ANSI/ISA-S84.01-1996. "Application of Safety Instrumented Systems for the Process Industries". Instrumentation, Systems and Automation Society, 1996.
2. Butron S. Arturo. "Principios Generales de la Ingeniería de Seguridad". Revista de la Asociación Mexicana de Seguridad e Higiene. 1993.
3. Center of Chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE). "Layers Of Protection Analysis (LOPA): Simplified Process Risk Assessment". New York, 2001.
4. Center of Chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE). "Guidelines for Hazard Evaluation Procedures". Second Edition. New York, 1992.
5. Center of Chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE). "Guidelines for Chemical Process Quantitative Analysis". Second Edition. New York, 2000.
6. Center of Chemical Process Safety (CCPS), American Institute of Chemical Engineers (AIChE). "Guidelines for Process Equipment Reliability Data with Data Tables". New York, 1989.
7. Cruz Campa Héctor Javier, Rodríguez Jiménez Julio César, Díaz Torres Daniel, Cruz Gómez M. Javier. "Determinación del Nivel de Integridad de la Seguridad (SIL) mediante el análisis cuantitativo simplificado de los escenarios de alto riesgo potencial, obtenidos por la técnica HAZOP". Laboratorio E-212, Departamento de Ingeniería Química, Facultad de química. UNAM.



8. 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.
9. 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.
10. 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.
11. Dra. Angela E. Summers, "Understanding Safety Integrity Levels", Control Engineering online, página de internet:
<http://www.controleng.com/archives/2200/ctl0201.00/0002we3.htm>.
12. 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>.
13. EPA 40CFR68. "Protection of Environment. Part 68: Chemical accident Prevention Provisions". Code of Federal Regulations. Revised as of July, 2002.
14. "Facility Risk Review a Technical Approach". J. B. F. Associates, Inc. 1992.
15. 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>.



16. Julio César Rodríguez Jiménez. "Desarrollo de una metodología de análisis cuantitativo simplificado, basada en el análisis de capas de protección (LOPA), para la determinación del nivel de integridad de la seguridad (SIL), en los sistemas instrumentados de seguridad (SIS), en una planta reformadora de nafta pesada". Fac. de Química, UNAM 2004.
17. Klett, Trevor, "What went wrong? Case Histories of Process Disasters". 4th edition. Gulf Publishing Company, Texas, 1998.
18. Manual de Operación: "Planta Hidrodesulfuradora de Gasolina, HDG". Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, Minatitlán, Ver. 1980.
19. 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.
20. NRF-045-PEMEX-2002. "Determinación del nivel de integridad de seguridad de los sistemas instrumentados de seguridad". PEMEX. Comité de normalización de petróleos mexicanos y organismos subsidiarios. México, D. F. Mayo, 2003.
21. Offshore Reliability Data Handbook, OREDA, 3rd Edition, 1997.
22. OSHA-1910.119. "Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals" Occupational Safety & Health Administration. U. S. Department of Labor Regulations (Standards 29 CFR).
23. 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^a edición. 1998.
24. Santamaria Ramiro, J.M. "Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química". Fundación MAPFRE, España, 1994.





GLOSARIO.

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.

Administración: Proceso consistente en planear, coordinar, ejecutar y controlar esfuerzos, organizada y sistemáticamente para lograr un objetivo.

Administración de Riesgos: Conjunto de procesos que incluye el análisis de los riesgos, la evaluación de su aceptabilidad, el establecimiento de medidas de prevención y control, así como el seguimiento (auditoría) de los mismos.

Alarma: Situación indicativa de condición riesgosa, que puede desencadenar en un siniestro si no es atendida.

Ambiente: Conjunto de elementos naturales o inducidos por el hombre, que hacen posible la existencia y desarrollo de los seres humanos y demás organismos vivos que interactúan en un espacio y tiempo determinados.

Análisis: Identificación, separación y estudio realizados a las partes de un todo, con el propósito de conocer sus principios o componentes.

Análisis de Procesos: Identificación, separación y estudio realizados a cada una de las operaciones que comprenden un proceso, generalmente para evaluar la eficiencia del mismo buscando su optimización.

Análisis de riesgo: Método de evaluación de los riesgos potenciales de un proceso industrial o instalación, que consiste en la 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. El análisis de riesgo debe formar parte desde la ingeniería del proyecto y sus resultados deben incluir el nivel de integridad de seguridad del sistema a utilizar.

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

Atmósfera Riesgosa: Mezcla de aire, gas (es) o vapor(es) tóxico(s) o inflamable(s), que pueden causar daño o riesgos a la salud y al medio ambiente inherente al proceso.

Auditor: Persona autorizada para realizar auditorías.

Auditoria: Actividad de investigación, sistemática e independiente, realizada utilizando procedimientos y listas de verificación documentadas para determinar si las actividades y los resultados asociados a éstas, cumplen los requerimientos y disposiciones preestablecidos aplicables y para determinar también, si tales disposiciones y requerimientos están siendo correcta y completamente implantados y si son adecuados para alcanzar los objetivos.

Capacitación: Conjunto de actividades dirigidas al personal, cuyo propósito es el de incrementar y/o reforzar el conocimiento teórico práctico, así como el cambio de aptitud y/o actitud, de acuerdo con un programa orientado hacia las necesidades previamente detectadas.

Causa: Razón motivo u origen real (primario), por el que ocurrió un incidente o accidente.



Ciclo de Vida: Análisis del proceso de una materia prima que abarca desde su origen, pasando por la transformación que la convierte en producto, residuos y subproductos, hasta su disposición final como desecho.

Consecuencia: Es el daño leve o 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.

Contaminación: Presencia en el ambiente, de uno o más contaminantes o de cualquier combinación de ellos, que cause desequilibrio ecológico.

Contaminante: Toda materia o energía en cualesquiera de sus estados físicos y forma, que al incorporarse o actuar en la atmósfera, agua, suelo, flora, fauna o cualquier elemento natural, altere o modifique su composición y condición natural.

Control: Fase del proceso de Administración, que consiste en evaluar si lo programado esta ocurriendo como se planeó y en su caso tomar las acciones correctivas pertinentes.

Controlador: Instrumento que compara la variable controlada con un valor deseada y ejerce automáticamente a una acción de corrección de acuerdo con la desviación.

Daño Ambiental: Alteración desfavorable inducida por el hombre sobre el conjunto de los elementos naturales.

Detector: Dispositivo capaz de reconocer, mediante un elemento sensible, la presencia de alguna condición anormal preestablecida como fuego o atmósfera riesgosa, generando una señal que enviará a la unidad de control.



Elemento inicial de control: Es el elemento del sistema que, de manera cuantitativa, convierte energía inconstante, a una medida conveniente. En el caso de transmisores que no usan elementos iniciales externos, el sensor es considerado como el elemento inicial

Elemento final de control: Recibe la señal del controlador y modifica el fluido o agente de control. La válvula es el elemento final típico.

Emergencia: Situación derivada de un incidente/accidente que puede resultar en efectos adversos a los trabajadores, la comunidad, el ambiente y/o las instalaciones y que por su naturaleza de riesgo, activa una serie de acciones para controlar o mitigar la magnitud de sus efectos.

Equipo intrínsecamente seguro: Instrumento que por su construcción y diseño, es incapaz de comportarse como una fuente de ignición por sus bajos valores de energía.

Escenario de Emergencia: Son los equipos o instalaciones y sus áreas y circunstancias donde puede ocurrir un accidente y que son analizados por medio de un estudio de riesgo y que se utilizan como base para determinar operaciones y recursos que deben realizar y emplear los grupos de emergencia con la finalidad de obtener el control de la situación lo más inmediato posible.

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.

Estándar: Patrón general de referencia.



Evaluación: Análisis sistemático realizado para determinar en que medida un componente es capaz de satisfacer los requisitos previamente establecidos.

Evaluación Ambiental: Estudio cuya finalidad es identificar, evaluar y establecer los posibles efectos que se puedan causar al ambiente como consecuencia del desarrollo de un proyecto en cualquiera de sus fases ya sea de construcción, operación o desmantelamiento y que facilita la toma de decisiones sobre las alternativas técnicas de ubicación y diseño del proyecto.

Evaluación de Riesgos: Estudios que se desarrollan para determinar y prevenir los tipos de riesgo a la salud del personal, las instalaciones y/o los ecosistemas, que se ocasionan como consecuencia de posibles incidentes y accidentes.

Explosión: Combustión súbita y violenta de una mezcla de aire u oxígeno con un gas combustible, generando gases de alta velocidad con liberación de energía que causa un incremento de presión u onda de choque.

Factor de Riesgo: Característica o circunstancia detectable en el individuo, que se sabe asociada con un aumento en la probabilidad de padecer, desarrollar o estar especialmente expuesto a que ocurra una lesión o enfermedad.

Gas combustible: Cualquier gas o vapor capaz de entrar en combustión.

Impacto: Efecto probable o cierto, positivo o negativo, directo o indirecto, reversible o irreversible, de naturaleza social, económica y ambiental que deriva de una o varias acciones con origen en las actividades industriales.

Impacto Ambiental: Modificación del ambiente ocasionada por la acción del hombre o de la naturaleza.



Incidencia: Proporción de individuos que estaban sanos y que adquirieron la enfermedad a lo largo de un periodo determinado (casos nuevos), entre la población total en riesgo.

Incidente: Evento no deseado, inesperado e instantáneo, que puede o no traer consecuencias al personal, a terceros ya sea en sus bienes o en sus personas, al medio ambiente, a las instalaciones y/o alteración a la actividad normal del proceso.

Indicador: Dato empírico o medida que revela la presencia o la intensidad de un fenómeno o variable.

Indicador de alarma: Emisión audible y/o visual que informa al personal sobre la presencia de condiciones anómalas. También se entiende como el equipo físico que al activarse produce una señal sonora y/o luminosa, como puede ser: sirena, bocina, campana, teléfono, semáforo o foco de luz fija, destellante o giratoria.

Instalación: Conjunto de estructuras, equipos de proceso y servicios auxiliares, entre otros, dispuestos para un proceso productivo específico. Las instalaciones están ubicadas en Centros de Trabajo.

Líquido Inflamable: Líquido cuya temperatura de inflamación es menor a 37.8 °C (100 °F), que tiene una presión de vapor menor o igual a 2.81 kg/cm² (2.068 mm de Hg) a 37.8 °C (clase I NFPA).

Manual de Operación: Documento desarrollado e implantado que contiene los procedimientos operacionales, con instrucciones claras y precisas para realizar actividades seguras en cada paso del proceso.



Materia Prima (Material): Todo aquello susceptible de ser transformado en un producto por medio de una actividad industrial.

Medio Ambiente: Conjunto de elementos naturales o inducidos por el hombre que interactúan en un mismo tiempo y espacio determinados.

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

Metodología: Aplicación de una serie de técnicas para evaluar y controlar una actividad determinada.

Método: Forma organizada y sistemática de realizar una actividad.

Nivel Integral de Seguridad (NIS / SIL): Uno de tres niveles de integridad discreta (SIL 1, SIL 2, SIL 3), de sistemas instrumentados para la seguridad. El SIL está definido como la probabilidad de falla en demanda (PFD), es decir, define el comportamiento necesario para lograr el objetivo de dicho sistema.

Norma: Documento de observancia obligatoria.

Norma de Seguridad: Documento de observancia obligatoria que incluye un conjunto de reglas o requisitos mínimos de seguridad e higiene industrial para que las instalaciones ofrezcan el mayor grado de protección o para que las acciones sean ejecutadas con un mínimo de riesgo.

Normatividad: Disposiciones internacionales y nacionales sobre requerimientos específicos a cumplir para aplicarlos a diversos tópicos, para el control de riesgos relacionados con los contratistas y/o proveedores y medios relacionados para verificar su cumplimiento y eficacia.



Peligro: Es cualquier condición química o física que tiene potencial para causar daños a la gente, propiedades, o el medio ambiente, “propiedad inherente de un agente químico, biológico o físico”.

Probabilidad de falla en demanda (PFD): Probabilidad de falla en un equipo electrónico programable, al responder a la demanda estando en funciones.

Probabilidad de Ocurrencia: Posibilidad de que un evento acontezca en un lapso determinado.

Procedimiento: Documento normativo que incluye un conjunto de operaciones ordenadas en secuencia cronológica que precisa la forma sistemática de hacer un trabajo.

Proceso: Conjunto interrelacionado de recursos y actividades que transforman elementos de entrada en productos finales agregándoles valor.

Protección Ambiental: Todas aquellas actividades encaminadas a minimizar los efectos adversos hacia el ambiente, debidos al desarrollo industrial y actividades cotidianas de los seres humanos.

Prueba: Verificación operativa por simulación del funcionamiento de equipos o sistema completo, para confirmar que su operación real corresponderá con lo previsto.

Recuperación de Hidrocarburos: Serie de operaciones que permiten extraer por métodos físicos o químicos, con equipo manual y/o mecánico los hidrocarburos contenidos en el suelo, subsuelo y mantos acuíferos producto de las actividades petroleras.



Redundancia: Uso de múltiples elementos o sistemas para desarrollar la misma función.

Residuo: Cualquier material generado en los procesos de extracción, beneficio, transformación, producción, consumo, utilización, control o tratamiento, cuya calidad no permita usarlo nuevamente en el proceso que lo generó.

Residuo Peligroso: Todos aquellos residuos en cualquier estado físico, que por sus características, tóxicas, venenosas, reactivas, explosivas, inflamables, biológicas, infecciosas o irritantes, representan un peligro para el equilibrio ecológico o el ambiente.

Responsabilidad: Cargo u obligación que resulta para una persona que detenta un puesto.

Retroalimentación: Etapa del Proceso Administrativo que consiste en el aprovechamiento de los resultados finales para mejorarlos.

Riesgo: Probabilidad de que ocurra un daño. Una medida de la probabilidad y severidad del daño que se pueda causar a las personas y a sus propiedades. Un peligro puede ser la causa o contribuir a un riesgo, pero no es un riesgo.

Riesgo Mayor: Probabilidad de ocurrencia de un accidente, que significaría el mayor daño por sus consecuencias, por el número de personas afectadas, por la magnitud de los daños materiales, afectación al ambiente, o por la combinación de estos.

Riesgo Potencial: Es el riesgo de un escenario, sin considerar las capas de protección existentes, evaluadas cualitativamente mediante una matriz de riesgo.



Sensor: Es un elemento o dispositivo capaz de medir una variable física. Se aplica a clases específicas de dispositivos, tales como, elementos iniciales de control ó transmisores.

Sistemas automáticos de alarma por detección de fuego y/o por atmósferas riesgosas (SAAFAR): Sistema automático integrado 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.

Sistema de supresión de fuego: Sistema de extinción de fuego a base de agente limpio o de aspersion de agua o espuma, conformado por tablero de supresión, cabezal de control, cabezal de descarga, tubería, boquillas, cilindros, agente limpio, detectores, alarma y letreros de señalización.

Sistema instrumentado de seguridad (SIS): Todo sistema compuesto por sensores, soluciones lógicas y control final de instrumentos, 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.

Tablero de Control Contraincendio: Equipo formado por dispositivos, circuitos, interruptores y otros elementos eléctricos, electrónicos y electromecánicos, que interaccionan las señales de entrada provenientes de los detectores y estaciones manuales de alarma, generando señales que activan las alarmas. Pueden hacer



funcionar los sistemas automáticos para el combate de incidentes no tolerables, además de estar en posibilidad de transmitir la información recabada a los sistemas que controlan el proceso de una instalación industrial y a otros sistemas relacionados con la seguridad.

Temperatura de ignición: Es la temperatura menor a la que una sustancia sólida, líquida o gaseosa, entra en combustión y puede mantenerla.

Transductor: Recibe una señal de entrada de una o más cantidades físicas, y la convierte modificada o no a una señal de salida.

Unidad de Control (PLC): Instrumento capaz de ser configurado para llevar a cabo el control de las funciones del SAAFAR, por interrelación de las señales de detección, así como para establecer la comunicación con sistemas complementarios y el diagnóstico del mismo. Este instrumento debe cumplir con parámetros internacionales (IEC-61508) o equivalente, que garanticen su confiabilidad y disponibilidad en operación.

Volumen Derramado: Cantidad de producto derramado por efecto de una operación inadecuada o por un accidente.

Volumen Recuperado: Cantidad recuperada del producto derramado.

Zona crítica: Zona en la que, por sus condiciones topográficas y meteorológicas, se dificulte la dispersión o se registren altas concentraciones de contaminantes a la atmósfera.





APÉNDICE A.

Tablas de Probabilidad de Falla en Demanda, PFD.

Referencia: "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.



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	TÍPICA	ALTA	BAJA	TÍPICA	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.	PROBABIL.	PROBABIL.	PROBABI L.
	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.	FRECUE N.	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. cyl.	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



Referencia: "Process Equipment Reliability Data", CCPS, AIChE, 1989.

EQUIPO	FRECUENCIA (FALLAS/AÑO)			FRECUENCIA DE EVENTO INICIAL (FI)		
	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO
Motor eléctrico AC con protecciones	0.000194	0.133152	0.409092	3.0	6.0	6.5
Motor eléctrico AC con protecciones(fallas por 10*3 demandas)	0.000039	0.000216	0.0006	2.5	3.0	3.5
Motor eléctrico AC Inducción	0.002724	0.028032	0.09198	4.0	5.0	5.5
Motor eléctrico AC Inducción(fallas por 10*3 demandas)	0.000039	0.000216	0.0006	2.5	3.0	3.5
Motor eléctrico DC	0.069292	0.1971	0.416976	5.5	6.0	6.5
Batería - Ácido/plomo	0.00332	0.01971	0.056239	4.5	5.0	5.5
Batería - Níquel/cadmio	0.001927	0.002199	0.002497	4.0	4.0	4.0
Cargador de baterías	0.002488	0.066576	0.24966	4.0	5.5	6.0
Interruptores AC	0.001419	0.01533	0.05072	4.0	5.0	5.5
Interruptores DC	0.000305	0.033288	0.126144	3.0	5.5	6.0
Inversores	0.00911	0.251412	1	4.5	6.0	7.0
Fusibles	0.000232	0.005554	0.020674	3.0	4.5	5.0
Relés de protección	0.01568	0.016732	0.01787	5.0	5.0	5.0
Transformadores de potencia	0.001095	0.022163	0.081118	4.0	5.0	5.5
Rectificadores	0.003127	0.009373	0.020236	4.0	4.5	5.0
Generador diesel de emergencia(MO=Standby)	2	20	68	7.0	8.0	8.5
Analizadores	0.060181	0	42	5.5	7.0	8.5
Transmisor electrónico de nivel - capacitancia	0.003819	0.219876	0.850596	4.5	6.0	6.5
Transmisor de flujo neumático	0.016907	0.95484	4	5.0	6.5	7.5
Transmisor de flujo neumático - presión diferencial	0.017783	1	4	5.0	7.0	7.5
Transmisor de flujo neumático - área variable	0.013928	0.843588	3	5.0	6.5	7.0
Transmisor de nivel neumático	0.020323	1	5	5.0	7.0	7.5
Transmisor de nivel neumático - presión diferencial	0.019097	0.870744	4	5.0	6.5	7.5
Transmisor de nivel neumático - flotador	0.02847	2	6	5.0	7.0	7.5
Transmisor de presión neumático	0.001393	0.799788	3	4.0	6.5	7.0
Transmisor de temperatura	0.014717	0.84972	3	5.0	6.5	7.0
Transmisor de presión diferencial - industrial	0.008848	0.574656	2	4.5	6.5	7.0
Transmisor de presión diferencial - condiciones de operación severas	0.0332	2	7	5.5	7.0	7.5



Apéndice



EQUIPO	FRECUENCIA (FALLAS/AÑO)			FRECUENCIA DE EVENTO INICIAL (FI)		
	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO
Switches- Flujo eléctrico- condiciones de operación severa	0.003311	0.007534	0.014104		4.5	5.0
Switches- Flujo eléctrico- condiciones de operación severa	0.001445	0.036792	0.137532		5.5	6.0
Switches - Nivel eléctrico	0.006456	0.015242	0.029171	4.5	5.0	5.0
Switches - Nivel eléctrico	0.001332	0.008103	0.023214		4.5	5.0
Switches - Nivel eléctrico	0.000615	0.001489	0.002891		4.0	4.0
Switches - Nivel eléctrico	0.003285	0.014892	0.038544		5.0	5.5
Switches - Presión eléctrica	0.004599	0.434496	2	4.5	6.5	7.0
Switches - Presión eléctrica	0.000011	0.000613	0.002374		3.5	4.0
Switches - Presión eléctrica	0.000071	0.003504	0.013578		4.5	5.0
Switches - Temperatura eléctrica	0.000894	0.019973	0.088476	3.5	5.0	5.5
Switches - Temperatura eléctrica	0.000937	0.010162	0.041084		5.0	5.5
Switches - Velocidad eléctrica	0.002497	0.004205	0.0065	4.0	4.5	4.5
Switches - Velocidad eléctrica	0.000175	0.001314	0.003986		4.0	4.5
Switches - Velocidad eléctrica	0.004739	0.004993	0.005256		4.5	4.5
Switches - Flujo neumático	0.014366	0.03504	0.068328	5.0	5.5	5.5
Switches - Flujo neumático	0.000237	0.005782	0.02155		4.5	5.0
Switches - Flujo neumático	0.001314	0.011388	0.035916		5.0	5.5
Switches - Nivel neumático	0.000851	0.005431	0.015768	3.5	4.5	5.0
Switches - Nivel neumático	0.000424	0.00473	0.015768		4.5	5.0
Switches - Nivel neumático	0.003285	0.014892	0.038544		5.0	5.5
Switches - Presión neumática	0.019097	0.045552	0.0876	5.0	5.5	5.5
Switches - Presión neumática	0.000451	0.014892	0.05256		5.0	5.5
Switches - Presión neumática	0.000964	0.014892	0.05256		5.0	5.5
Switches - Presión neumática	0.103368	0.15768	0.22776		6.0	6.0
Switches - Temperatura neumática	0.009548	0.0438	0.11388	4.5	5.5	6.0
Switches - Temperatura neumática	0.005344	0.02628	0.07008		5.0	5.5
Detectores de flama	0.000464	4	15	3.5	7.5	8.0
Indicadores de temperatura - Pirómetro de radiación	0.037756	2	8	5.5	7.0	7.5
Transductores - Corriente a neumático	0.009461	0.550128	2	4.5	6.5	7.0



EQUIPO	FRECUENCIA (FALLAS/AÑO)			FRECUENCIA DE EVENTO INICIAL (FI)		
	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO
Heat transfer devices - Non Fired indirect contact - Tubed Baffled	0.000152	0.272436	1	3.0	6.0	7.0
Heat transfer devices - Non Fired indirect contact - Tubed Baffled	0.014191	0.226008	0.799788	5.0	6.0	6.5
Piping systems - metal straight selections	0.000004	0.000235	0.000911	1.5	3.0	3.5
Piping systems - metal connections	0.000087	0.004993	0.019272	2.5	4.5	5.0
Piping systems - Lined pipe - straight sections	0.000065	0.003872	0.01498	2.5	4.5	5.0
Piping systems - Rigid Plastic - Straight sections	0.000135	0.007753	0.029959	3.0	4.5	5.0
Hoses	0.000087	0.004993	0.019272	2.5	4.5	5.0
Rotating Equipment - Compressors	0.027068	13	49	5.0	8.0	8.5
Rotating Equipment - Compressors- Electrical Motor Driven	0.244404	22	85	6.0	8.0	8.5
Rotating Equipment - Compressors - Turbine driven (fallas por 10*3 demandas)	0.84534	1	1	6.5	7.0	7.0
Heat transfer devices - Non Fired indirect contact - Tubed Baffled	0.000152	0.272436	1	3.0	6.0	7.0
Heat transfer devices - Non Fired indirect contact - Tubed Baffled	0.014191	0.226008	0.799788	5.0	6.0	6.5
Piping systems - metal straight selections	0.000004	0.000235	0.000911	1.5	3.0	3.5
Piping systems - metal connections	0.000087	0.004993	0.019272	2.5	4.5	5.0
Piping systems - Lined pipe - straight sections	0.000065	0.003872	0.01498	2.5	4.5	5.0
Piping systems - Rigid Plastic - Straight sections	0.000135	0.007753	0.029959	3.0	4.5	5.0
Hoses	0.000087	0.004993	0.019272	2.5	4.5	5.0
Rotating Equipment - Compressors	0.027068	13	49	5.0	8.0	8.5
Rotating Equipment - Compressors- Electrical Motor Driven	0.244404	22	85	6.0	8.0	8.5



Apéndice



EQUIPO	FRECUENCIA (FALLAS/AÑO)			FRECUENCIA DE EVENTO INICIAL (FI)		
	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO
Rotating Equipment - Motor - Driven Fans	0.01533	0.079628	0.216372	5.0	5.5	6.0
Rotating Equipment - Motor - Driven Fans (fallas por 10*3 demandas)	0.000083	0.001822	0.006736	2.5	4.0	4.5
Rotating Equipment - Pumps motor driven - pressure centrifugal (MO= Alternating)	0.379308	3	8	6.5	7.0	7.5
Rotating Equipment - Pumps motor driven - pressure centrifugal (MO= Running)	0.007113	0.91104	4	4.5	6.5	7.5
Rotating Equipment - Pumps motor driven - pressure centrifugal (MO= Running)	0.003653	0.21024	0.812928	4.5	6.0	6.5
Rotating Equipment - Pumps motor driven - pressure centrifugal (MO=Standby), (fallas por 10*3 demandas)	0.016994	0.162936	0.524724	5.0	6.0	6.5
Rotating Equipment - Pumps turbine driven	0.095484	0.780516	2	5.5	6.5	7.0
Rotating Equipment - Pumps turbine driven (falla por 10*3 demandas)	0.036617	0.229512	0.664008	5.5	6.0	6.5
Solids Handling - conveyors screw	0.143664	8	32	6.0	7.5	8.5
Solids Handling - conveyors screw	0.015067	0.868992	3	5.0	6.5	7.0
Valves operated - stop check (falla por 10*3 demandas)	0.000269	0.014104	0.058517	3.0	5.0	5.5
Valves non operated check	0.000484	0.027857	0.107748	3.5	5.0	6.0
Valves non operated check (falla por 10*3 demandas)	0.002497	0.019272	0.058955	4.0	5.0	5.5
Valves non operated check (falla por 10*3 demandas)	0.000304	0.00127	0.003189	3.0	4.0	4.5
Valves Manual	0.000124	0.001332	0.004389	3.0	4.0	4.5
Valves Manual(falla por 10*3 demandas)	0.000124	0.002549	0.009286	3.0	4.0	4.5
Valves operated - Motor	0.002094	0.011914	0.033288	4.0	5.0	5.5
Valves operated - Motor (falla por 10*3 demandas)	0.004415	0.048881	0.162936	4.5	5.5	6.0
Valves operated - Pneumatic	0.0024	0.031448	0.107748	4.0	5.0	6.0
Valves operated - Pneumatic (falla por 10*3 demandas)	0.002681	0.019272	0.057991	4.0	5.0	5.5



EQUIPO	FRECUENCIA (FALLAS/AÑO)			FRECUENCIA DE EVENTO INICIAL (FI)		
	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO	MÍNIMO	PROMEDIO	MÁXIMO
Vessels Atmospheric Metallic	0.001113	0.008629	0.026455	4.0	4.5	5.0
Vessels Atmospheric non Metallic	0.000184	0.0106	0.040997	3.0	5.0	5.5
Vessels Pressurized Metallic	0.000001	0.000095	0.000371	0.5	2.5	3.5
Vessels Pressurized Metallic	0.000008	0.000557	0.002164	1.5	3.5	4.0
Protection Systems Fire - Fire Detection	0.000173	0.009986	0.038632	3.0	4.5	5.5
Protection Systems Fire - Fire Suppression Systems Water	0.001472	0.084622	0.327624	4.0	5.5	6.5
Protection Systems Fire - Fire Suppression Dry Powder	0.000215	0.012352	0.047742	3.0	5.0	5.5
Protection Systems Fire - Fire Water Pumps - Diesel (MO=Standby),(falla por 10*3 demandas)	0.006736	0.163812	0.611448	4.5	6.0	6.5
Protection Systems Fire - Fire Water Pumps - Electric (falla por 10*3 demandas)	0.031711	0.3723	1	5.5	6.5	7.0
Pressure-Safety Relief-Valves-Pilot Operated (falla por 10*3 demandas)	0.001647	0.0438	0.164688	4	5.5	6
Pressure-Safety Relief-Valves-Pilot Operated (falla por 10*3 demandas)	0.000082	0.036354	0.159432	2.5	5.5	6



APÉNDICE B.

Estudio de Análisis de Riesgos del Proceso, HazOp.



Planta: Hidrodesulfuradora de gasolina Circuito: Reacción Fecha: Jueves 13, Viernes 14, miércoles 26 de marzo del 2003

Nodo: 3. Sección de calentamiento F-1801 y reacción V-1801

Diagramas: 5920-Y-R-031A Producto: Gasolina e hidrógeno y gasolina desulfurada

Desviación: 6. Más temperatura LOI: 220°C LOS: 315°C LSI: 200°C LSS: 350°C

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
22 1.Falla control TIC-1801 en posición de abierto.	1.- La reacción se vuelve reversible. 2.- Carbonización en el catalizador. 3.- Reduce la actividad del catalizador. 3.- La velocidad de reacción aumenta. (límite hasta 320 °C) 4.- Mayor consumo de gas combustible. 5.- Incumplimiento al programa de producción. 6.- Recirculación de producto a tanque de carga, área 6. 7.- Contaminación del producto final, en tanques de área 6, de gasolina.	1.- Alarma por alta temperatura TAH-1801. 2.- Recorridos operacionales. 3.- Paso del control automático a directo, de TV-1801.. 4. Disparo del calentador, F-1801, actuando el PSL-1804. (HY-1804) Interlock. 5.- Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 6.-Mantenimiento de cribado al catalizador. 7. Procedimiento para el control de temperatura a la salida del calentador, F-1801: SGO-41134-PR-014.	1.- Instalar filtros a la entrada de gas combustible. 2.- Suministro de gas combustible bajo normas de calidad óptima (sin exceso de de humedad, hidrógeno, carbon , etc., jfhuyuygyghyerfjsh azufre o ácidos.) 3. Solicitar a la compañía ABB, confiabilidad del sistema del control distribuido. 4. Mantener el compresor de aire C-1903-C, en condiciones normales de operación.	1	4	6	C
				(1)	(4)	(6)	



Planta: Hidrodesulfuradora de gasolina Circuito: Reacción Fecha: Jueves 13, Viernes 14, miércoles 26 de marzo del 2003

Nodo: 3. Sección de calentamiento F-1801 y reacción V-1801

Diagramas: 5920-Y-R-031A Producto: Gasolina e hidrógeno y gasolina desulfurada

Desviación: 7. Menos temperatura LOI: 220°C LOS: 315°C LSI: 200°C LSS: 350°C

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
26 3.Baja presión de gas combustible en la red, por falla general, de servicios auxiliares.	1.- La reacción no se lleva a cabo. 2.- Incumplimiento al programa de producción. 3.- Recirculación de producto a tanque de carga, área 6. 4.- Contaminación del producto final, área 6. 5.- Paro de planta.	1.- Alarma por baja presión del gas, PAL-1801. 2.- Disparo del calentador, F-1801, actuando el PSL-1804. (HY-1804) Interlock. 3.- Indicadores de presión, en campo. 4.-.Simulacros operacionales. 5.- Comunicación via radio-campo-Bunker. 6.- Procedimiento de paro de planta.	1.- Superintendencia gral. De fuerza y servicios auxiliares, operen las plantas en forma confiable y segura.	1	3	4	B
				(1)	(3)	(4)	



Apéndice



Planta: Hidrodesulfuradora de gasolina Circuito: Estabilización Fecha: 27 de marzo, 01, 03, 04 de abril del 2003

Nodo: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.

Diagramas: 5920-Y-R-036 B Producto: Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.

Desviación: 1. Más temperatura LOI: 190°C LOS: 200°C LSI: 190°C LSS: 220°C

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
43	1. Falla la automática del TIC-1803, quedando abierta.	1. Aumenta la temperatura en la torre Estabilizadora, V-1803. 2. Arrastre de hidrocarburos pesados al domo de la torre estabilizadora V-1803. 3. Aumenta la presión, en la torre estabilizadora, V-1803. 4. Incumplimiento al programa de producción.	1. Alarma por alta temperatura TAH-1803. 2. Indicador de temperatura, TI-1801. 2. Recorridos operacionales. 3. Paso del control automático por directo, del TIC-1803. 4. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 5. Control de presión PIC-1802 hacia área 5 y red de gas combustible 6. Procedimiento para el control de temperatura en la torre V-1803: SGO-41134-PR-020.	1. Revisión del software, para evitar congelamiento de pantalla y calibración de instrumentos, al sistema de control distribuido. 2. Mantener el compresor de aire C-1903-C, en condiciones normales de operación.	1 (1)	4 (4)	6 (6)	C



Planta: Hidrodesulfuradora de gasolina Circuito: Estabilización Fecha: 27 de marzo, 01, 03, 04 de abril del 2003

Nodo: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.

Diagramas: 5920-Y-R-036 B Producto: Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.

Desviación: 6. Menos nivel LOI: 45% LOS: 50% LSI: 40% LSS: 60%

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
	hacia la zona de quemadores de desfogue. 15. Contaminación hacia el ambiente. 16. Incumplimiento al programa de producción. 17. Recirculación de producto a tanque de carga. 18. Paro de la planta.	bombas a Bunker.					
64	3. Automática TIC-1803, del calentador de fuego directo F-1802, quede abierta.	1. Disminuye la recirculación de la torre V-1803 hacia el calentador F-1802. 2. Mayor consumo de gas combustible. 3. Agotamiento del nivel del fondo, de la torre estabilizadora V-1803 4. Cavitación de la bomba P-1804 o P-1804 B. 5. Fuga por sellos de la bomba P-1804 A o P-1804 B.	1. Alarma por alta temperatura, TAL-1803. 2. Control por directo de la válvula TIC-1803. 3. Indicador de temperatura, TI-1801. 4. Interlock, del calentador F-1802 (por cavitación de la bomba P-1804 A o P-1804 B). 5. Sistema de espesas (automático y manual) 6. Programa de revisión mensual de equipo contraincendio fijo.	1 (1)	3 (3)	4 (4)	B



Apéndice



Planta: Hidrodesulfuradora de gasolina Circuito: Estabilización Fecha: 27 de marzo, 01, 03, 04 de abril del 2003

Nodo: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.

Diagramas: 5920-Y-R-036 B

Producto: Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.

Desviación: 6. Menos nivel		LOI: 45%	LOS: 50%	LSI: 40%	LSS: 60%
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G R Clase
	6. Incendio.	7. Procedimiento para mandar el producto fuera de especificación, a recirculación, hacia el tanque de carga.			
	7. Más temperatura en la torre Estabilizadora, V-1803.	8. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.			
	8. No se lleva a cabo el corte de ligeros y pesados, con eficiencia.	9. Sistema de doble sello (RETROFIT).			
	9. Aumenta la presión de la torre estabilizadora.	10. Procedimiento de paro de la planta.			
	10. Relevo de la válvula de seguridad PSV-1802.	11. Programa de calibración a válvulas de seguridad.			
	11. Arrastre de hidrocarburos hacia la zona de quemadores de desfogue.	12. Simulacros operacionales.			
	12. Contaminación hacia el ambiente.	13. Sistema de estado de las bombas a Bunker.			
	13. Incumplimiento al programa de producción.	14. Recorridos operacionales.			
	14. Recirculación de producto a tanque de carga.	15. Control de presión PIC-1802 hacia área 5 y red de gas combustible.			
	15. Paro de la planta.	16. Detectores de fuego, humo y gase tóxicos.			
	16. Arrastre de hidrocarburos				



Planta: Hidrodesulfuradora de gasolina Circuito: Estabilización Fecha: 27 de marzo, 01, 03, 04 de abril del 2003

Nodo: 5. Intercambio de calor, E-1805 y torre estabilizadora V-1803.

Diagramas: 5920-Y-R-036 B

Producto: Gasolina desulfurada, azufre, butanos, metano, etano, propano, etc.

Desviación: 6. Menos nivel		LOI: 45%	LOS: 50%	LSI: 40%	LSS: 60%
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G R Clase
	pesados al domo de la torre estabilizadora V-1803.				



Apéndice



Planta: Hidrodesulfuradora de Gasolina Circuito: Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada. Fecha: 06, 07 de mayo del 2003

Nodo: 8. Fondo de Nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A o P-1804 B y P-1806 , recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.

Diagramas: 5920-Y-R-031 C

Producto: Nafta ligera y nafta pesada

Desviación: 1. Más temperatura		LOI: 180 °C	LOS: 200 °C	LSI: 180 °C	LSS: 210 °C		
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
94	1. Falla el control TIC-1804 en posición de abierto.	1. Alarma por alta temperatura TAH-1804.	1. Revisión del software, para evitar congelamiento de pantalla y calibración de instrumentos, al sistema de control distribuido.	2 (2)	3 (3)	6 (6)	C
	2. Disminuye el nivel de la torre V-1805.	2. Control de nivel del fondo de la torre LIC-1805.					
	3. Arrastre de pesados hacia el domo de la torre.	3. Válvula de corte rápido del fondo de la torre, HY-1805 A, V-1805.					
	4. Cavitación de la bomba P-1806, del fondo de la torre.	4. Interlock, HY-1806 del calentador F-1803.					
	5. Fuga por sellos de la bomba P-1806.	5. Nivel óptico en el fondo de la torre V-1805.					
	6. Incendio.	6. Paso del control automático, TIC-1804, a directo.					
	7. Relevo de las válvulas de seguridad PSV-1803 y PSV-1804.	7. Sistema de doble sello en las bombas P-1806 y P-1804B, (Retrofit)					
	8. Mayor consumo de gas combustible.	8. Alarma LAL-1805 por bajo nivel del fondo de la torre V-1805.					
	9. Incumplimiento al programa de producción.	9. Válvulas de seguridad PSV-1803 y PSV-1804.					
	10. Mayor formación de gases de combustión, en el calentador de fuego F-1803.	10. Programa de simulacros					



Planta: Hidrodesulfuradora de Gasolina Circuito: Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada. Fecha: 06, 07 de mayo del 2003

Nodo: 8. Fondo de Nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A o P-1804 B y P-1806 , recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.

Diagramas: 5920-Y-R-031 C

Producto: Nafta ligera y nafta pesada

Desviación: 1. Más temperatura		LOI: 180 °C	LOS: 200 °C	LSI: 180 °C	LSS: 210 °C		
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
	11. Contaminación al medio ambiente.	operacionales.					
	12. Paro de la planta.	11. Sistema de contraincendio.					
		12. Sistema de detectores de fuego, humo y gases tóxicos.					
		13. Pantalla en bunker.					
		14. Programa de calibración de válvulas de seguridad.					
		15. Paso del control TIC-1804, a directo.					
		16. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.					
		17. Manda abrir la válvula automática de reflujo FIC-1812.					
		18. Indicador de temperatura TI-1801, del domo de la torre.					
		19. Indicador de presión PI-1803.					
		20. Procedimiento para el control de temperatura en la fraccionadora, V-1805.					



Apéndice



Planta: Hidrosulfuradora de Gasolina Circuito: Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada. Fecha: 06, 07 de mayo del 2003

Nodo: 8. Fondo de Nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A o P-1804 B y P-1806, recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.

Diagramas: 5920-Y-R-031 C

Producto: Nafta ligera y nafta pesada

Desviación: 1. Más temperatura LOI: 180 °C LOS: 200 °C LSI: 180 °C LSS: 210 °C

Causa Consecuencias Protecciones Recomendaciones F G R Clase

21. Procedimiento para el control de temperatura en F-1803.

22. Indicadores de temperatura en el cuerpo del calentador F-1803.



Planta: Hidrosulfuradora de Gasolina Circuito: Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada. Fecha: 06, 07 de mayo del 2003

Nodo: 8. Fondo de Nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A o P-1804 B y P-1806, recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.

Diagramas: 5920-Y-R-031 C

Producto: Nafta ligera y nafta pesada

Desviación: 8. Menos nivel LOI: 50% LOS: 55% LSI: 40% LSS: 60%

Causa Consecuencias Protecciones Recomendaciones F G R Clase

8. No se lleva a cabo el corte, con eficiencia.

9. Producto fuera de especificación.

mantenimiento preventivo a instrumentos.

8. Programa de simulacros operacionales.

109 3. Automática TIC-1804, queda parcialmente cerrada, del calentador de fuego directo F-1803.

¿Hay menos nivel, por esta causa? No es lo contrario? TIC-1804 abierta?

1. Disminuye la recirculación a la torre V-1805.

2. Mayor consumo de gas combustible.

3. Agotamiento del nivel del fondo, de la torre V-1805.

4. Arrastre de hidrocarburos pesados hacia el domo de la torre, V-1805.

5. Aumento de temperatura de la torre V-1805.

6. Aumento de presión en la torre V-1805.

7. Aumenta la presión del tanque V-1806.

8. Relevo de la válvula de seguridad, PSV-1803, PSV-

1. Alarma por alta temperatura, TAH-1804.

2. Control por directo de la válvula TIC-1804.

3. Indicador de temperatura y presión en el domo de la torre V-1805

4. Interlock, HY-1806, del calentador F-1803. (por cavitación de la bomba P-1804 B o P-1806).

5. Sistema de espesas (automático y manual)

6. Programa de revisión mensual de equipo contraincendio fijo.

7. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.

1. Revisar el sistema de detectores de humo, fuego y gases tóxicos.

2. Revisión del software, para evitar congelamiento de pantalla y calibración de instrumentos, al sistema de control distribuido.

3. Mantener el compresor de aire C-1903-C, en condiciones normales de operación.

1 3 4 B
(1) (3) (4)



Apéndice



Planta: Hidrodesulfuradora de Gasolina **Circuito:** Fraccionamiento, cortes de nafta ligera y pesada. **Fecha:** 06, 07 de mayo del 2003

Nodo: 8. Fondo de Nafta pesada de la torre, V-1805, a las bombas P-1804 A o P-1804 B y P-1806, recirculación a la torre V-1805 a través del F-1803 y hacia límite de batería.

Diagramas: 5920-Y-R-031 C

Producto: Nafta ligera y nafta pesada

Desviación: 8. Menos nivel **LOI:** 50% **LOS:** 55% **LSI:** 40% **LSS:** 60%

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
	1804 y PSV-1827.	8. Sistema de doble sello (RETROFIT) de las bombas P-1804 B y P-1806.					
	9. Arrastre de hidrocarburos hacia la zona de quemadores de desfogue.	9. Procedimiento de paro de la planta.					
	10. Contaminación al ambiente.	10. Programa de calibración a válvulas de seguridad.					
	11. Cavitación de la bomba P-1806 o P-1804 B.	11. Programa de simulacros operacionales.					
	12. Fuga por sellos de la bomba P-1804 A o P-1804 B.	12. Sistema de estado de las bombas a Bunker.					
	13. Incendio.	13. Control de presión PIC-1803 hacia área 5 y red de gas combustible					
	14. No se lleva a cabo el corte de ligeros y pesados, con eficiencia.	14. Sistema de detectores de fuego, humo y gase tóxicos.					
	15. Incumplimiento al programa de producción.						
	16. Paro de la planta.						