

**Instituto Tecnológico de Ciudad Madero**  
**División de Estudios de Posgrado e Investigación**

**TESIS:**

**“APLICACIÓN DE LA SIMULACIÓN DINÁMICA EN EL  
CICLO DE VIDA DE LA SEGURIDAD FUNCIONAL EN LA  
PLATAFORMA ABKATUN-A COMPRESIÓN”**

**Que para obtener el grado de:**

**MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA**

**Presenta:**

**ING. HÉCTOR MORA VEGA**

**G08071187**

**Director de Tesis:**

**DR. HUGO EDUARDO DE ALVA SALAZAR**

**Co-Director de Tesis:**

**M.C. CLAUDIO GUADALUPE MONTAÑO ÁNGELES**

"Año del Centenario de la Promulgación de la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos"

Cd. Madero, Tamps; a **01 de Marzo de 2017**

**OFICIO No.:** U1.056/17  
**AREA:** DIVISIÓN DE ESTUDIOS  
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN  
**ASUNTO:** AUTORIZACIÓN DE  
IMPRESIÓN DE TESIS.

**ING. HÉCTOR MORA VEGA**  
**NO. DE CONTROL G08071187**  
**PRESENTE**

Me es grato comunicarle que después de la revisión realizada por el Jurado designado para su examen de grado de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química, el cual está integrado por los siguientes catedráticos:

PRESIDENTE :	DR. HUGO EDUARDO DE ALVA SALAZAR
SECRETARIO :	M.C. CLAUDIO GUADALUPE MONTAÑO ÁNGELES
VOCAL :	DR. RICARDO GARCÍA ALAMILLA
SUPLENTE:	DR. ULISES PÁRAMO GARCÍA

Se acordó autorizar la impresión de su tesis titulada:

**"APLICACIÓN DE LA SIMULACIÓN DINÁMICA EN EL CICLO DE VIDA DE LA SEGURIDAD FUNCIONAL EN LA PLATAFORMA ABKATUN-A COMPRESIÓN"**

Es muy satisfactorio para la División de Estudios de Posgrado e Investigación compartir con Usted el logro de esta meta.

Espero que continúe con éxito su desarrollo profesional y dedique su experiencia e inteligencia en beneficio de México.

**ATENTAMENTE**

"POR MI PATRIA Y POR MI BIEN"®

**DRA. ADRIANA ISABEL REYES DE LA TORRE**  
**JEFA DE LA DIVISIÓN DE ESTDIOS**  
**DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN**



**S. E. P.**  
**DIVISIÓN DE ESTUDIOS**  
**DE POSGRADO E**  
**INVESTIGACIÓN**  
**I. T. C. M.**

c.c.p.- Minuta  
Archivo

AIRT 'RSR' jar



## **DEDICATORIA**

Dedico esta tesis a Dios en primera instancia, ya que todos mis logros son siempre empezados en su nombre.

Dedico esta tesis a mi Madre, por darme siempre su amor y apoyo incondicional, le comparto con este pequeño gesto lo mucho que la quiero, lo agradecido y feliz que estoy por tenerla a mi lado y disfrutar de imborrables momentos a su lado.

Dedico este trabajo de tesis a mi padre, para decirle lo importante que es para mí y lo mucho que lo quiero, ya que no hay persona que haya dado más por mí que ninguna otra, le tengo una gran admiración y respeto.

Dedico esta tesis a mi hermana por ser la mejor hermana que alguien pueda tener, por demostrarme y enseñarme muchas cosas, por llenar siempre ese espacio incomparable dentro de mí, porque por ella trato de ser mejor y así siempre darle un mejor ejemplo y estar siempre para ella, te quiero mucho.

Dedico esta tesis a mi novia por llegar a mí en el momento indicado y poder compartir este logro importante de mi carrera y mi vida con ella, a pesar del poco tiempo juntos, me ha brindado todo su amor, apoyo incondicional y me motiva a ser mejor, me ha demostrado ser una gran persona, con una belleza exterior e interior. Y que por alguien como ella vale la pena luchar y demostrar cada día, te quiero mucho.

Por último quiero dedicar este trabajo a la familia que siempre ha estado a mi lado y a los amigos que llegan a ser parte de tu familia, con especial dedicación a los TL, y a muchos más grandes amigos con los que he compartido experiencias y los que me han apoyado en todo momento, con gran cariño y aprecio, para ellos.

## AGRADECIMIENTOS

Agradezco primeramente a dios por ser mi fortaleza, motor, esperanza, felicidad y refugio en todo momento de mi vida. Por permitirme disfrutar y aprender de grandes experiencias durante el trayecto de vida recorrido y brindarme lo esencial; vida, salud, paz, bienestar y amor.

Agradezco a mis padres y hermana por el apoyo y cariño tan grande que han demostrado hacia mí. Junto con ellos, he vivido y compartido infinidad de experiencias que han hecho de mí, en gran medida, la persona que soy. Debo reconocer que a pesar de mi esfuerzo y trabajo, al final soy producto de la suma del cariño, enseñanzas, esfuerzo y apoyo brindado por mi familia.

Agradezco al Dr. Hugo Eduardo de Alva Salazar, quien más que un gran catedrático y asesor de tesis, es para mí un gran amigo, una persona excepcional con gran sentido humano. Reconozco y agradezco su capacidad, experiencia laboral y conocimiento técnico, ya que en muchas ocasiones fue mi apoyo y guía para alcanzar objetivos importantes del proyecto. Agradezco el apoyo brindado en todos los sentidos de la palabra, ya que en gran medida es responsable del crecimiento y de la preparación obtenida durante mis estudios de maestría, agradezco su preocupación e interés recurrente por motivar y alentar mis sueños y metas. Sinceramente, no me queda más que demostrar mi admiración y reconocer al Dr. Hugo de Alva, mi amigo, por el asesoramiento realizado durante el desarrollo del proyecto, por la ayuda incondicional a mi persona y por el soporte e impulso proporcionado para lograr un crecimiento en mi vida así como en el ámbito profesional.

Agradezco al M.C. Claudio Guadalupe Montaña Ángeles por ser amigo y gran asesor de tesis, así también, agradezco sus conocimientos, observaciones y consejos excepcionales para el desarrollo del proyecto, la atención y disponibilidad brindada a lo largo de la maestría. Demuestro mi admiración hacia su persona, y lo pongo como ejemplo para los profesionistas que tienen como objetivo desarrollarse y crecer profesionalmente.

Agradezco al Dr. Ulises Páramo García por el apoyo brindado desde el comienzo de mis estudios de maestría, por asesorar, dar seguimiento y realizar recomendaciones muy atinadas en el desarrollo del proyecto de tesis, además quiero resaltar su gran capacidad como profesor investigador y catedrático.

Agradezco al Dr. Ricardo García Alamilla por la atinada revisión y las observaciones realizadas al proyecto de tesis, así como destaco su labor como profesor investigador y su gran desempeño como catedrático al ser de los pocos profesores en lograr el interés de sus alumnos en las materias.

Agradezco a todos los profesores que me impartieron clases durante el periodo de la maestría en Ciencias en Ingeniería Química, logrando cada uno desarrollar y crear bases sólidas de conocimiento para ser aplicadas en la gran carrera que es, la Ingeniería Química.

De la misma manera agradezco a mis compañeros de generación de maestría por el apoyo, experiencias y conocimientos compartidos, así como a los demás compañeros que tuve la dicha de conocer e interactuar en muchas ocasiones.

## RESUMEN

El objetivo del proyecto fue implementar la simulación dinámica de procesos como parte del cumplimiento normativo del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional, llevando a cabo la simulación de un modelo dinámico de proceso para el sistema de compresión de la plataforma Abkatun-A con la finalidad de analizar el Sistema de Paro por Emergencia (SPPE) empleando el software especializado en simulación de procesos Aspen HYSYS Dynamics Versión 8.8. En el modelo se representan todas las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) pertenecientes a los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) de la plataforma de compresión de acuerdo a su secuencia de acciones primarias y secundarias y puntos de disparo definidos en la matriz causa y efecto del SPPE. La simulación dinámica permitió realizar escenarios de riesgo para la activación y observación del desenlace de cada una de las FIS de acuerdo a su acción de cierre (set point) por alta-alta presión y baja-baja presión (PSHH's & PSLL's), los escenarios de riesgos están en función de las consecuencias definidas en el Análisis de Riesgo de Proceso (ARP) con la metodología de Estudios de Riesgo y Operabilidad (HAZOP) y/o del evento iniciador especificado en el estudio de Análisis de Capas de Protección (LOPA), con lo cual, se recomendó el Factor de Reducción de Riesgo (FRR) mínimo de 10 (SIL 1) para los elementos del Sistema de Paro Por Emergencia como una nueva Capa Independiente de Protección (IPL por sus siglas en Ingles), con el fin de alcanzar el nivel de riesgo tolerable. El modelo dinámico permitió identificar tiempos de respuesta de cierre para las válvulas de corte (SDV) y tiempos de apertura y despresurización mediante las válvulas de desfogue (BDV) de acuerdo a los tiempos que se establecen en el API RP 521. Así mismo, la simulación dinámica permitió identificar desviaciones del proceso con la activación del SPPE e identificar mejoras para disminuir los tiempos de respuesta e incrementar la confiabilidad de las válvulas de corte (SDV) en situaciones de emergencia. Además, mediante la simulación dinámica, se realizó un escenario de fuego en los alrededores de los separadores que reciben el gas amargo, esto mediante la incorporación de una corriente de calor suministrado a los mismos con base en la radiación emitida por el fuego a una temperatura en la cual los separadores de acero al carbón comienzan a sufrir daño en su integridad mecánica. Dicho escenario, se simuló con la finalidad de verificar el correcto dimensionamiento de las válvulas de alivio de presión (PSV) y el comportamiento de los separadores ante la activación del Sistema de Paro Por Emergencia.

## ABSTRACT

The aim of the project was to implement the process dynamic simulation as part of the normative compliance of the Functional Safety Life Cycle, performing a dynamic model process simulation for the compression system of the Abkatun-A rig for the purpose of analyzing the Shutdown Emergency System (SES) using the specialized process software Aspen HYSYS Dynamics version V8.8. In such model, are represented all the Security Instrumented Functions (SIF) belonging to the Security Instrumented Functions (SIS) of the compression rig according to their primary and secondary sequence actions and shooting points defined on the cause and effect matrix of the Shutdown Emergency System (SES). The dynamic simulation allowed the perform of risk scenarios for the activation and observation of the outcome of each of the Security Instrumented Functions in accordance to their close action set point for high-high pressure and low-low pressure (PSHH & PSL), the risk scenarios are in function of the defined consequences on the Process Hazard Analysis (PHA) with the methodology Hazard and Operability (HAZOP) and/or the specified initiating event from the Layers of Protection Analysis (LOPA), wherewith it was recommended the minimum Risk Reduction Factor (RRF) of 10 (SIL 1) for the Shutdown Emergency System elements as a new Independent Layer of Protection (IPL), with the purpose of reaching the tolerable risk level. The dynamic model let identify close response times for the Shutdown Valves (SDV), opening and depressurizing times through the Blowdown Valves (BDV) in accordance to the times established on the API RP 521 Norm. Likewise, the dynamic simulation also let identify the process deviations with the activation of the Shutdown Emergency System and identify improvements to decrease the response times and increase the reliability of the Shutdown Valves (SDV) at emergency situations. Furthermore, through dynamic simulation, it was performed a fire scenario on the surrounding vessels that receive the sour gas, this through the incorporation of a heat stream supplied to them on the basis of the issued radiation by the fire at a temperature in which the carbon steel vessels start suffering damage on its mechanical integrity. Such scenario, was simulated for the purpose of verifying the correct sizing of the Pressure Safety Valves (PSV) and the behavior of the vessels against the activation of the Shutdown Emergency System.

# ÍNDICE GENERAL

	Página
RESUMEN .....	i
ABSTRACT .....	ii
ÍNDICE GENERAL.....	iii
ÍNDICE DE FIGURAS.....	vi
ÍNDICE DE TABLAS.....	x
GLOSARIO .....	xi
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO .....	5
<b>1.1. Panorama actual de la extracción de hidrocarburos en México y el Mundo.....</b>	<b>5</b>
1.1.1. Reservas de hidrocarburos en México.....	6
1.1.2. Situación de Petróleos Mexicanos con la reforma energética.....	8
1.1.3. Nuevo entorno de Petróleos Mexicanos.....	9
1.1.4. Producción actual de gas en México .....	11
<b>1.2. Gas natural .....</b>	<b>13</b>
1.2.1. Clasificación del Gas Natural.....	14
1.2.2. Procesos de tratamiento de gas natural.....	15
<b>1.3. Accidentes en la Industria Petrolera .....</b>	<b>18</b>
<b>1.4. Simulación de Procesos.....</b>	<b>23</b>
1.4.1. Simulación dinámica de procesos .....	24
1.4.2. Aplicación de la Simulación de Procesos en los análisis de riesgo. ....	25
<b>1.4. Seguridad Funcional .....</b>	<b>31</b>
1.4.1. Ciclo de vida de la Seguridad Funcional.....	32
1.4.2. Fases del Ciclo de Vida de Seguridad Funcional.....	33



1.4.2.1. Análisis y evaluación de riesgos del proceso .....	35
1.4.2.2. Asignación de funciones de seguridad para capas de protección.....	36
1.4.2.3. Especificación de los Requisitos de Seguridad del SIS para paro por emergencia	37
1.4.2.4. Diseño e ingeniería del equipo del SIS.....	38
1.5. Análisis de Riesgo .....	39
1.5.1. Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP) .....	42
1.6.1. Análisis de Capas de Protección (LOPA).....	45
1.5.1. Interacción y aplicación entre HAZOP-LOPA-SIS .....	48
1.7. Centro de Proceso Abkatun-A .....	50
1.7.1. Plataforma Abkatun-A Compresión .....	52
1.7.1.1. Succión de Gas Amargo.....	53
1.7.1.2. Sistema de gas de descarga de módulos.....	54
1.7.1.3. Envío de gas amargo a Abkatún-N1 .....	55
1.7.1.4. Sistema de Paro Por Emergencia.....	55
<b>CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA .....</b>	<b>58</b>
2.2. Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional.....	58
2.2.1. Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP).....	59
2.2.2. Análisis de las Capas de Protección.....	67
2.1. Simulación del proceso de la plataforma Abkatun-A Compresión. ....	78
2.1.1. Desarrollo de la simulación estacionaria.....	78
2.1.2. Transición de la simulación estacionaria a la dinámica.....	81
2.3. Evaluación de riesgos por medio de la simulación dinámica de las FIS.....	86
2.3.1 Evaluación del escenario de fuego en la simulación dinámica. ....	93
<b>CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....</b>	<b>98</b>
3.1. Resultados HAZOP.....	98
3.1.1. Evaluación y Jerarquización de riesgos. ....	98

<b>3.1.2. Recomendaciones derivadas de la metodología HAZOP.....</b>	99
<b>3.2. Análisis de Capas de Protección (LOPA).....</b>	103
<b>3.3. Simulación Estacionaria .....</b>	107
<b>3.4. Simulación Dinámica .....</b>	112
<b>3.4.1. Análisis del SPPE del sistema de compresión mediante simulación dinámica. ....</b>	112
<b>3.4.1.1. Evaluación dinámica de la FIS-1 por Alta-Alta Presión (SDV-4202).....</b>	113
<b>3.4.1.2. Evaluación dinámica de la FIS-2 por Baja-Baja presión (SDV-4202).....</b>	123
<b>3.4.1.3. Evaluación dinámica de la FIS-3 por Baja-Baja presión (SDV-4017).....</b>	133
<b>3.4.1.4. Evaluación dinámica de la FIS-4 por Baja-Baja presión (SDV-4201).....</b>	140
<b>3.4.1.5. Evaluación dinámica de la FIS-5 por Alta-Alta presión (SDV-1102).....</b>	144
<b>3.4.1.6. Evaluación dinámica de la FIS-6 por Baja-Baja presión (SDV-1102).....</b>	149
<b>3.4.2. Evaluación de los Separadores FA-4205AA/B/C en escenario de fuego.....</b>	153
<b>3.5. Validación Dinámica de la Seguridad Funcional (VDSF) del Sistema de Paro Por Emergencia .....</b>	156
<b>CONCLUSIONES.....</b>	161
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	166
<b>ANEXOS .....</b>	173
<b>ANEXO I. DTI'S DE LOS NODOS DE ESTUDIO EMPLEADOS EN HAZOP.....</b>	173
<b>ANEXO II. DESARROLLO DE LA METODOLOGÍA HAZOP.....</b>	176
<b>ANEXO III. MATRICES DE RIESGO OBTENIDAS DEL HAZOP. ....</b>	182
<b>ANEXO IV. DESARROLLO DE LA TÉCNICA LOPA. ....</b>	184

# ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
Figura 1.1 Composición de las reservas de crudo en México. ....	7
Figura 1.2 Composición de las reservas de gas natural en México. ....	7
Figura 1.3 Distribución de las reservas de crudo y gas natural. ....	8
Figura 1.4 Producción de crudo y gas de empresas internacionales. ....	9
Figura 1.5 Asignaciones de Pemex después de la ronda cero. ....	10
Figura 1.6 Producción de gas total y del activo Abkatún-Pol-Chuc. ....	11
Figura 1.7 Producción de gas de la Región Marina Suroeste. ....	12
Figura 1.8 Producción de gas del activo Abkatun-Pol-Chuc. ....	13
Figura 1.9 Explosión de la plataforma Piper Alpha (1988) en el Mar del Norte. ....	19
Figura 1.10 Accidente de la plataforma Deepwater Horizon (2010) en el golfo de México. ....	20
Figura 1.11 Accidente en la refinería BP en Texas (2005). ....	21
Figura 1.12 Daños en la plataforma Abkatun-A Permanente tras explosión. ....	22
Figura 1.13 Diagrama de flujo de proceso en UNISIM. ....	26
Figura 1.14 Conexión de la interfase con el simulador Aspen Plus. ....	27
Figura 1.15 Radiación Térmica de una bola de fuego mediante el simulador FDS. ....	28
Figura 1.16 Fases del ciclo de vida de seguridad y etapas de evaluación de la seguridad funcional del SIS. ....	35
Figura 1.17 Protocolo de análisis para realizar un HAZOP. ....	44
Figura 1.18 Procedimiento de un análisis HAZOP. ....	45
Figura 1.19 Capaz de protección dentro de una planta de proceso. ....	47
Figura 1.20 Validación del SIL por medio del software HASILT. ....	48
Figura 1.21 Interfase gráfica para el usuario en ExpHAZOP+. ....	49
Figura 1.22 Localización del Centro de Proceso Abkatun-A. ....	51
Figura 1.23 Plataformas del Centro de Proceso Abkatun-A. ....	51
Figura 1.24 Separadores de gas amargo Slug Catcher en Abkatun-A Compresión. ....	53
Figura 1.25 Esquema representativo del SPPE de la plataforma Abkatun-A Compresión. ....	56
Figura 2.1 Matrices de riesgo de Pemex. ....	65
Figura 2.2 Componentes ingresados al simulador. ....	79
Figura 2.3 Selección del modelo termodinámico. ....	80

Figura 2.4 Equipos de proceso utilizados en la simulación. ....	81
Figura 2.5 Botón de transición al estado dinámico en el simulador.....	82
Figura 2.6 Dimensionamiento de un Separador de gas. ....	83
Figura 2.7 Sección dinámica de la paleta de equipos.....	84
Figura 2.8 Opción del simulador para la creación de gráficos.....	86
Figura 2.9 Escenario de incremento de volumen y activación de la FIS-1. ....	87
Figura 2.10 Especificación de las válvulas PCV-4024A/B para el escenario de la FIS-1. ....	88
Figura 2.11 Variables de causa y efecto en la matriz para activación de la FIS-1.....	88
Figura 2.12 Punto de disparo de alta presión en la matriz de causa y efecto de la FIS-1. ....	89
Figura 2.13 Estructura de la Matriz C&E en la simulación dinámica.....	89
Figura 2.14 Configuración del tiempo de cierre de la válvula de corte SDV-4202. ....	90
Figura 2.15 Activación de las FIS de Baja-Baja presión por medio de fugas.....	91
Figura 2.16 Válvula Blowdown (BDV) para el desfogue hacia los quemadores.....	91
Figura 2.17 Apertura de válvulas Blowdown (BDV) por medio del Event Scheduler. ....	92
Figura 2.18 Acción de paro del integrador para la apertura de las válvulas Blowdown (BDV). ....	92
Figura 2.19 Spreadsheet en la simulación para los cálculos de fuego.....	94
Figura 2.20 Fórmulas en la hoja de cálculo utilizadas para la generación de fuego en la simulación. ..	94
Figura 2.21 Programa de la secuencia de acciones para la generación de fuego. ....	95
Figura 2.21 Programa de la secuencia de acciones para la generación de fuego. ....	96
Figura 2.22 Acciones del SPPE en la matriz de causa y efecto por fuego confirmado.....	96
Figura 2.23 Matriz de Causa y Efecto para el escenario de fuego. ....	97
Figura 3.1 Diagrama del proceso de Abkatun-A compresión en estado estacionario.....	108
Figura 3.2. Succión de gas amargo y separadores Slug Catcher FA4205A/B/C. ....	108
Figura 3.3 Módulo de Compresión A y equipos involucrados.....	109
Figura 3.4 Descarga de gas hacia Atasta y Abkatun-N1. ....	109
Figura 3.5 Diagrama de las Válvulas reguladoras de presión PCV-4204A/B.....	114
Figura 3.6 Válvula para el escenario, válvula SDV-4202 y activación de la FIS-1. ....	114
Figura 3.7 El separador FA-4205A en la simulación dinámica de la FIS-1.....	115
Figura 3.8 Perfil de comportamiento presión, flujo molar y nivel en los separadores FA-4205A/B/C. .....	116
Figura 3.9 Diagrama que muestra la Válvula Surge FCV-151A y Primera etapa de compresión GB- 4202A.....	117

Figura 3.10 Separador de primera etapa V-101A.....	117
Figura 3.11 Perfil de comportamiento de presión en el separador de primera etapa V-101A. ....	118
Figura 3.12 Diagrama que muestra los Separadores interetapa V-102A y de descarga V-103A en el módulo de compresión A. ....	119
Figura 3.13 Comportamiento del separador interetapa V-102A/B/C ante activación de la FIS-1. ....	120
Figura 3.14 Perfil de flujo de gas en los separadores de descarga V-103A/B/C.....	121
Figura 3.15 Diagrama que muestra el Separador FA-4208 a la descarga de módulos de compresión. ....	122
Figura 3.16 Perfil de presión, flujo y nivel en el separador FA-4208. ....	122
Figura 3.17 Envío de gas hacia Atasta y Abkatun-N1 ante la activación de la FIS-1.....	123
Figura 3.18 Escenario de fuga para la activación de la FIS-2. ....	124
Figura 3.19 Separador FA-4205A en la simulación dinámica de la FIS-2. ....	124
Figura 3.20 Perfil de presión, flujo y nivel en los separadores FA-4205A/B/C. ....	125
Figura 3.21 Diagrama mostrando el Flujo de gas enviado a quemador por las válvulas PCV-4204A/B. ....	126
Figura 3.22 Diagrama que muestra el Separador de primera etapa V-101A en la simulación dinámica de la FIS-2. ....	126
Figura 3.23 Perfil de presión, flujo y nivel en los separadores de primera etapa V-101A/B/C. ....	127
Figura 3.24 Diagrama que muestra la recirculación de flujo de gas en la primera etapa de compresión. ....	128
Figura 3.25 Separadores interetapa V-102A y de descarga V-103A en la simulación dinámica de la FIS-2.....	128
Figura 3.26 Perfil de presión y flujo del separador interetapa V-102A/B/C en la FIS-2. ....	129
Figura 3.27 Diagrama que muestra la recirculación de gas ante la activación antisurge en la FIS-2. .	130
Figura 3.28 Perfil de presión y flujo del separador V-103A/B/C en la FIS-3.....	130
Figura 3.29 Diagrama que muestra el Separador FA-4208 a la salida de módulos de compresión ante la FIS-2.....	131
Figura 3.30 Perfil del separador FA-4208 ante la activación de la FIS-2. ....	132
Figura 3.31 Diagrama que muestra el envío de gas a Atasta y Abkatun-N1 ante la FIS-2.....	132
Figura 3.32 Simulación de fuga y activación de la FIS-3. ....	133
Figura 3.33 Perfil del separador FA-4208 ante la activación de la FIS-3 .....	134
Figura 3.34 Diagrama que muestra la apertura de la válvula BDV-4011 ante activación de la FIS-3. ....	135
Figura 3.35 Diagrama que muestra el paro de módulos de compresión por medio de la válvula SDV-102A/B/C. ....	135

Figura 3.36 Diagrama que muestra las Válvulas SDV-104A/B/C y BDV-105A/B/C ante activación de la FIS-3.....	136
Figura 3.37 Perfil de presión en los separadores V101A/B/C, V102A/B/C, V103A/B/C ante la activación de la FIS-3.....	137
Figura 3.38 Regulación de presión por medio de las PCV-4204A/B en el separador FA-4205A/B/C.	138
Figura 3.40 Diagrama que muestra el envío de gas hacia Atasta y Abkatun-N1 ante la activación de la FIS-3.....	139
Figura 3.40 Diagrama que muestra la desviación provocada por la fuga aguas arriba de la SDV-4201. .....	141
Figura 3.41 Perfil de la presión en la corriente de gas hacia Atasta.....	142
Figura 3.42 Diagrama de apertura de la BDV-4012 a 24 segundos del disparo de la SDV-4201. ....	143
Figura 3.43 Diagrama de apertura de la BDV-4011 tras la activación de la FIS-4.....	143
Figura 3.44 Diagrama que muestra la despresurización del remanente de gas atrapado hacia el quemador.....	144
Figura 3.45 Diagrama que muestra la Válvula SDV-1102 en la línea de envío de gas hacia Abkatún-N1 y Atasta.....	145
Figura 3.46 Activación de la FIS-5 provocada por la desviación de aumento de presión. ....	146
Figura 3.47 Perfil de presión y flujo en la línea proveniente de Abkatún-D.....	147
Figura 3.48 Diagrama que muestra la reducción de flujo de gas enviado a Atasta ante activación de la FIS-5.....	148
Figura 3.49 Perfil del comportamiento FA-4208 debido al cierre de la SDV-1102 y SDV-5103. ....	149
Figura 3.50 Activación de la FIS-6 provocada por una fuga de 4 pulgadas. ....	150
Figura 3.51 Perfil de comportamiento en la línea de envío de gas hacia Abkatún-N1 ante la FIS-6...	151
Figura 3.52 Perfil del comportamiento de presión en el separador FA-4208 ante activación la FIS-6 por fuga.....	152
Figura 3.53 Diagrama que muestra el envío de gas hacia Atasta y corte de flujo de gas hacia Abkatun-N1.....	152
Figura 3.54 Corriente de calor hacia los separadores FA-4205A/B/C.....	153
Figura 3.55 Escenario de Fuego con activación del SPPE y desfogue con válvulas PCV-4204A/B...	154
Figura 3.56 Disparo del SPPE y apertura de las PCV-4204A/B.....	155
Figura 3.57 Escenario de Fuego con disparo del SPPE sin desfogue de las válvulas PCV-4204A/B.	156

# ÍNDICE DE TABLAS

	Página
Tabla 1.1 Reservas probadas de crudo y gas seco de los principales países productores. ....	5
Tabla 1.2 Niveles de Integridad de seguridad: Probabilidad de falla bajo demanda.....	37
Tabla 1.3 Composición de las corrientes de alimentación a la plataforma Abkatun-A. ....	52
Tabla 1.4 Puntos de disparo de las válvulas de corte (SDV) en el SPPE. ....	57
Tabla 2.1 Desviaciones analizadas en los nodos de estudio.....	60
Tabla 2.2 Categorización de frecuencias de Pemex. ....	63
Tabla 2.3 Clasificación por categorías de consecuencias.....	63
Tabla 2.4 Frecuencia de eventos iniciadores.....	69
Tabla 2.5 Modificadores condicionales.....	71
Tabla 2.6 Probabilidad de falla bajo demanda de las Capas de Protección.....	72
Tabla 2.7 Riesgo Tolerable Objetivo. ....	75
Tabla 2.8 Relación del SIL con la PFD y FRR. ....	77
Tabla 2.9 Especificaciones de equipos para la simulación dinámica. ....	83
Tabla 2.10 Reglas de dedo de control en Aspen HYSYS Dynamics. ....	85
Tabla 3.1 Resumen de jerarquización de escenarios de riesgo. ....	98
Tabla 3.2 Recomendaciones propuestas durante el análisis HAZOP.....	100
Tabla 3.3 Funciones Instrumentadas requeridas en la plataforma Abkatun-A Compresión. ....	104
Tabla 3.4 Resultados de operación obtenidos en simulación estacionaria. ....	110
Tabla 3.5 Comparación de datos de simulación y datos reales de proceso en el FA-4208.....	111
Tabla 3.6 Validación Dinámica de la Seguridad Funcional (VDSF). ....	157

## **GLOSARIO**

SIS – Sistema Instrumentado de Seguridad.

SIL – Nivel Integral de Seguridad, por sus siglas en inglés.

SPPE – Sistema de Paro Por Emergencia.

SILobj – Nivel Integral de Seguridad Objetivo.

FRR – Factor de Reducción de Riesgo.

PFD – Probabilidad de Falla bajo Demanda.

PFDavg – Probabilidad de Falla bajo Demanda promedio.

HAZOP – Estudios de Riesgo y Operabilidad, por sus siglas en inglés.

LOPA – Análisis de las Capas de Protección, por sus siglas en inglés.

CPI – Capa de Protección Independiente.

VDSF – Validación Dinámica de la Seguridad Funcional.



# INTRODUCCIÓN

Las transformaciones energéticas a nivel global para las próximas tres décadas están enfocadas al uso de energías renovables y gas natural como principales fuentes de energía para satisfacer el crecimiento de la demanda de energética con base en la problemática del cambio climático. En la práctica, las políticas gubernamentales son las que deciden el futuro de las fuentes de energía, debido a ello, hoy en día la inversión en el petróleo y el gas natural se vuelve esencial para satisfacer la demanda de producción a nivel mundial (Agencia Internacional de Energía, 2016).

Con la caída internacional de los precios del petróleo, en México, se realizó un ajuste presupuestal en el 2016 de 100 millones de pesos, comportamiento similar a los realizados por las grandes compañías petroleras en el mundo, derivado de esto, específicamente en la producción de gas natural, se estableció el cumplimiento de la meta para alcanzar un aprovechamiento de gas del 98%, logrando alcanzar únicamente un valor de 96%. En los próximos tres años, Pemex pretende alcanzar esta meta, realizando inversiones en gas natural y también en crudo. Como parte de la infraestructura que se instalará, se pondrán en operación gasoductos, plataformas de compresión y ductos asociados (PEMEX, 2016).

Una de las actividades más peligrosas en las plataformas es la operación en los procesos de petróleo y gas, de la misma manera las actividades de operación de transporte. Las experiencias obtenidas de las actividades de petróleo y gas en tierra y en alta mar han revelado que un pequeño error en la operación del proceso podría convertirse en una catástrofe, debido al limitado espacio, la geometría compacta del área de proceso, la poca ventilación y difíciles rutas de evacuación (Faisal I. Khan R. S., 2002).

A lo largo de los años se han venido utilizando metodologías de riesgos para la reducción o mitigación de los peligros que pudieran terminar en un accidente de grandes consecuencias, en los últimos años gracias al surgimiento de la tecnología computacional, se ha incorporado el uso de herramientas computacionales en los análisis de riesgo para la simulación de procesos de diferentes rubros e instalaciones. Tal es el caso del simulador comercial Aspen HYSYS Dynamics, el cual fue utilizado en este trabajo para simular dinámicamente y evaluar el proceso

de compresión de la plataforma Abkatun-A Compresión, ubicada en el complejo Abkatun-A de Campeche en el Golfo de México, en la implementación de la simulación dinámica para el cumplimiento normativo del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional de la plataforma apegados a las normas de referencia de Pemex NRF-045-PEMEX-2010 y la guía Estándar de Seguridad Funcional IEC-61508 e IEC-61511 de la Comisión Electrotécnica Internacional para Sistemas Instrumentados de Seguridad , haciendo uso de metodologías para el Análisis de Riesgo de Procesos (ARP).

En el complejo antes citado ocurrió una explosión el 1ro de Abril de 2015, específicamente en la plataforma Abkatun-A Permanente; la cual, tuvo como consecuencia la pérdida de 4 vidas humanas, gran cantidad de heridos y desaparecidos. Así como, daños a la instalación como el caso de la plataforma de compresión, es por ello, que surgió la necesidad de evaluar y dimensionar los sistemas de seguridad en el complejo de producción Abkatun-A. En esta tesis solo se contempla el análisis de la plataforma Abkatun-A Compresión.

La primera actividad a realizar para la evaluación del cumplimiento normativo del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional en la plataforma Abkatun-A Compresión consistió en realizar la identificación de peligros mediante el uso de la técnica cualitativa “Estudio de Peligros y Operabilidad” (HAZOP, por sus siglas en inglés), el uso de esta metodología implicó dividir el proceso de compresión de la plataforma en 3 nodos: Cabezal general de succión de módulos y separadores (slug catcher), Descarga general de módulos de compresión hacia el Centro de Procesamiento y Distribución de gas Atasta y Línea de envío de gas amargo de Abkatun-D hacia el Centro Operativo Abkatun-N1.

Una vez dividido el proceso en nodos, fue posible continuar con el procedimiento de identificación de peligros mediante el uso de palabras guía registrando causas y consecuencias de los escenarios encontrados, posteriormente se identificaron las salvaguardas existentes en la plataforma para mitigar el escenario de riesgo identificado y se emitieron recomendaciones con la finalidad de aplicarlas para evitar la ocurrencia de algún evento no deseado derivado de la presencia de fugas en uniones bridadas y accesorios o ruptura de línea que genera la formación de nube inflamable y tóxica e incendio y explosión.

Adicionalmente, se realizó una jerarquización o ponderación de los escenarios de riesgo identificados en categorías de riesgo no tolerable, indeseable, aceptable con controles y tolerable con el objetivo de brindar un carácter semi-cuantitativo al análisis HAZOP, además esto fue útil para la determinación del riesgo tolerable objetivo a alcanzar por los Sistemas Instrumentados de Protección desarrollado en la técnica de Análisis de las Capas de Protección (LOPA, por sus siglas en inglés).

Los escenarios identificados en el análisis HAZOP fueron los elementos de entrada para el inicio en el Análisis de las Capas de Protección, el objetivo de esta técnica fue analizar y evaluar la necesidad de incorporar nuevas Capas de Protección Independientes (CPI) con respecto a las salvaguardas existentes en el proceso de compresión de la plataforma consideradas como capas independientes de protección. Una de las características de este análisis fue el uso de las frecuencias de ocurrencia de los eventos iniciadores de peligros no mitigados y de la probabilidad de falla bajo demanda de las capas independientes de protección. Para las cuales, su obtención fue necesaria con el propósito de comparar la frecuencia y el nivel de riesgo existente contra los valores de frecuencia y riesgo objetivo determinados mediante el uso de las matrices de riesgo desarrolladas en la técnica HAZOP. La finalidad de esta comparación fue obtener las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS), con su Nivel Integral de Seguridad (NIS o SIL por sus siglas en inglés) y el Factor de Reducción de Riesgo (FRR).

Una vez determinadas las FIS, se construyó el modelo dinámico del proceso de la plataforma, sin embargo, para poder realizar esta tarea fue necesario realizar en primera instancia la simulación del proceso en estado estacionario, obteniendo con ello el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) y los balances de materia y energía de las corrientes del proceso. Además, la simulación estática sirve como referencia para la simulación dinámica y de esta forma comparar los datos obtenidos con los valores reales de la plataforma y determinar la veracidad de la simulación en el estado estable, lo que permitió continuar con la transición hacia la simulación dinámica.

Con la implementación de la simulación dinámica se logró evaluar el Sistema de Paro Por Emergencia de la plataforma ante la activación de las Funciones Instrumentadas de Seguridad con la secuencia de acciones de cierre por alta y baja presión de las válvulas de corte (SDV) y

apertura de válvulas de despresurización (BDV) respectivamente, analizando la respuesta del proceso, principalmente los tiempos de cierre de las válvulas SDV, apertura de las BDV para y para estas últimas la verificación de los tiempos de despresurización en base al API RP 521 de acuerdo a escenarios de riesgo y/o eventos iniciadores especificados en la metodología LOPA. De esta forma se analizarán posibles desviaciones en el proceso ante la activación del SPPE analizando la correcta secuencia de cierre establecida en la matriz de causa y efecto.

Adicionalmente, se simuló un escenario de fuego con el propósito de evaluar el comportamiento y el tiempo de desfogue en el sistema de los separadores FA-4205A/B/C, evaluar la acción de desfogue de las válvulas reguladoras de presión PCV-4204A/B hacia el quemador y corroborar el correcto dimensionamiento de las válvulas de alivio en los separadores, aunado al accionamiento del SPPE para los separadores ante un escenario de fuego confirmado por el Sistema de Gas y Fuego de la plataforma. El escenario de fuego fue llevado a cabo agregando una corriente de energía hacia los separadores simulando el flujo de calor equivalente generado por la radiación del fuego, dicho flujo de calor, fue obtenido del NFPA 921 en función del área superficial de cada equipo y a una temperatura tal, que de acuerdo al API 2218, el acero al carbón, material del cual están fabricados los separadores, pierden el 60% de su integridad mecánica.

De manera general, este proyecto se enfocó en la evaluación de las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) generadas para el SPPE mediante la simulación dinámica, para verificar si el comportamiento del proceso de compresión en la plataforma Abkatun-A llevaba a un estado seguro y de esta forma continuar con el diseño y especificaciones de las demás etapas del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional de la Plataforma.

# CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO

## 1.1. Panorama actual de la extracción de hidrocarburos en México y el Mundo

Hoy en día los hidrocarburos siguen siendo la principal fuente de energía en el mundo, entre los países productores de petróleo en el ámbito internacional, México ocupa el décimo séptimo lugar en volumen de reservas probadas de aceite, condensado y líquidos de planta. En lo que respecta a reservas probadas de gas seco, el país se ubica en la posición 36 como se indica en la Tabla 1.1, además, muestra las reservas probadas de crudo y gas seco de los principales países productores (Pemex Exploración y Producción, 2015).

Tabla 1.1 Reservas probadas de crudo y gas seco de los principales países productores.

Posición	País	Crudo* mmb	Posición	País	Gas seco mmmpc
1	Venezuela	298,350	1	Rusia	1,688,228
2	Arabia Saudita	265,789	2	Irán	1,201,382
3	Canadá	172,481	3	Qatar	871,585
4	Irán	157,800	4	Estados Unidos de América	338,840
5	Irak	144,211	5	Arabia Saudita	293,707
6	Kuwait	101,500	6	Turkmenistán	265,000
7	Emiratos Árabes Unidos	97,800	7	Emiratos Árabes Unidos	215,098
8	Rusia	80,000	8	Venezuela	197,087
9	Libia	48,363	9	Nigeria	180,490
10	Estados Unidos de América	37,912	10	China	163,959
11	Nigeria	37,070	11	Argelia	159,054
12	Kazajstán	30,000	12	Irak	111,522
13	Qatar	25,244	13	Indonesia	103,350
14	China	24,649	14	Mozambique	100,000
15	Brasil	15,314	15	Kazajstán	85,000
16	Argelia	12,200	16	Malasia	83,000
17	<b>México</b>	<b>10,816</b>	<b>36</b>	<b>México</b>	<b>11,447</b>

Fuente: México, Pemex Exploración y Producción. Otros Países, Oil & Gas Journal (Enero 2015)

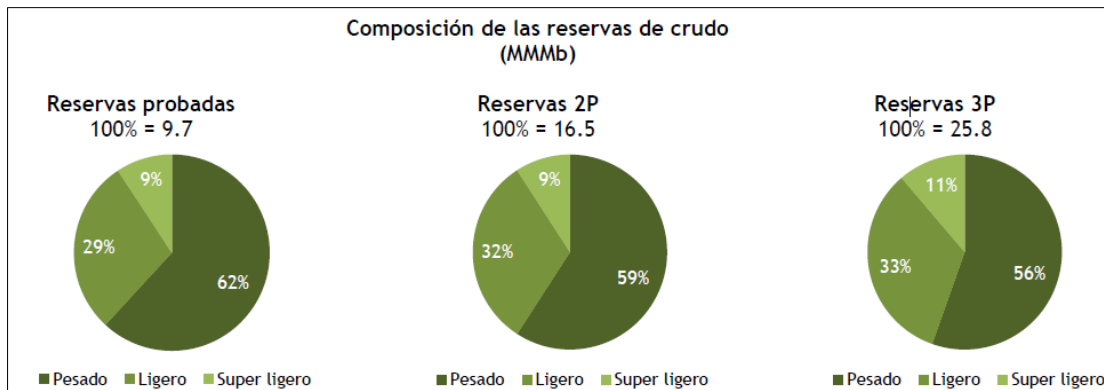
### **1.1.1. Reservas de hidrocarburos en México**

Al 1 de enero de 2015, las reservas probadas de hidrocarburos ascienden a 13,017 millones de barriles de petróleo crudo equivalente (MMbpce), de éstas el 75% corresponde a crudo; 8% a condensados y líquidos de planta y el 17% a gas seco equivalente. Del total de reservas probadas, 8,490 MMbpce, o 65%, son desarrolladas, es decir, reservas que se espera sean recuperadas de pozos existentes incluyendo las reservas que pueden ser producidas mediante la infraestructura actual y la aplicación de inversiones moderadas (Pemex, 2015).

El 72% de las reservas probadas de crudo se ubican en regiones marinas, en tanto que el 28% restante en campos terrestres. Por otra parte, el 56% de las reservas probadas de gas natural se ubica en campos terrestres y 44% en campos marinos. Las reservas probadas no desarrolladas, es decir, los volúmenes que requieren de pozos e infraestructura adicional para su producción, ascienden a 4,527 MMbpce, o 35% de las reservas probadas. Las reservas probables alcanzan 9,966 MMbpce. La agregación de éstas y las reservas probadas forman la reserva 2P (Reservas Probables), la cual asciende a 22,984 MMbpce. Asimismo, las regiones marinas concentran el 39% de estas reservas. Las reservas posibles alcanzaron 14,421 MMbpce que, sumadas con las reservas probadas y probables integran una reserva 3P de 37,405 MMbpce. Las reservas 3P (Reservas Posibles) están conformadas de 69% de crudo, 8% de condensados y líquidos de planta, y 23% de gas seco equivalente a líquido (Pemex, 2015).

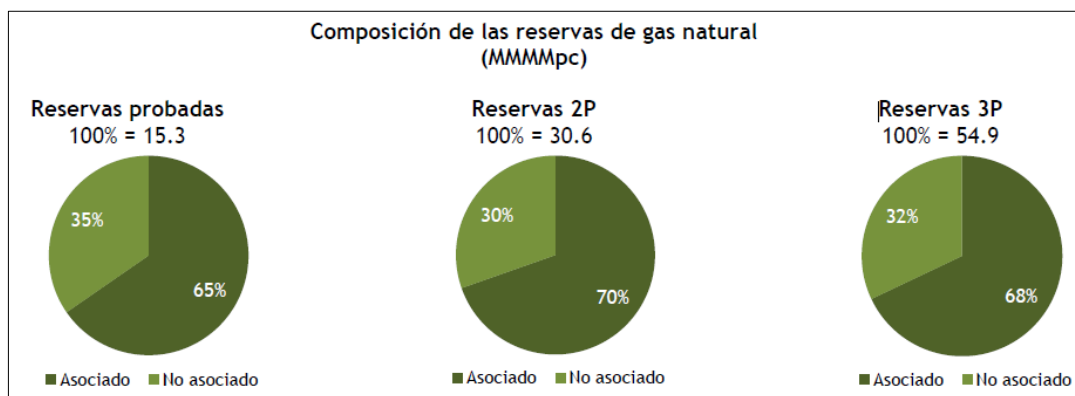
Las reservas probadas de crudo se sitúan en 9,711 millones de barriles (MMb), de los que 62% equivalen a crudo pesado, 29% a crudo ligero y 9% a crudo superligero. Mientras que la reserva 3P de crudo alcanzó 25,825 MMb, correspondiendo 56% a crudo pesado, 33% a crudo ligero y 11% a crudo superligero como se observa en la Figura 1.1 (Pemex, 2015).

Las reservas probadas de gas natural alcanzaron 15,291 miles de millones de pies cúbicos (MMMpc), de los que 65% corresponden a gas asociado y 35% a gas no asociado. Las reservas 3P de gas natural se ubicaron en 54,890 MMMpc, de los que 68% corresponden a gas asociado y 32% a gas no asociado como se observa en la Figura 1.2. Los activos Aceite Terciario del Golfo (ATG) y Litoral de Tabasco concentran 61% de las reservas 3P de gas natural (Pemex, 2015).



*Fuente: www.pemex.com*

Figura 1.1 Composición de las reservas de crudo en México.



*Fuente: www.pemex.com*

Figura 1.2 Composición de las reservas de gas natural en México.

Los mayores volúmenes de reservas probadas de crudo, equivalentes a 72%, se localizan en campos marinos; el 28% restante se ubica en campos terrestres. Con respecto a las reservas probadas de gas natural de México, 56% se ubica en campos terrestres y 44% en campos marinos. En lo que se refiere a las reservas 3P de crudo, el 57% es de campos marinos y el 43% de campos terrestres, mientras que 64% de las reservas 3P de gas natural se ubica en áreas terrestres y 36% en regiones marinas como se observa en la Figura 1.3 (Pemex, 2015).



Fuente: [www.pemex.com](http://www.pemex.com)

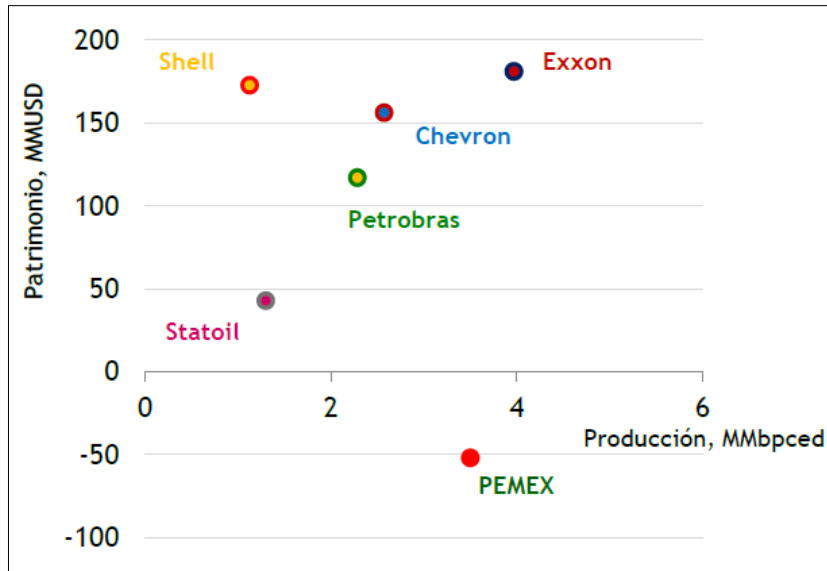
Figura 1.3 Distribución de las reservas de crudo y gas natural.

### 1.1.2. Situación de Petróleos Mexicanos con la reforma energética

La situación de Petróleos Mexicanos previo a la Reforma Energética de 2013 orientaba hacia una declive, la razón de este descenso se debía principalmente a la obligación de suministro nacional lo cual ocasionaba atender mercados no rentables, desincentiva toma de decisiones óptimas para el negocio dadas las responsabilidades a las que son sujetos los funcionarios y entre otras cosas, un elevado pasivo laboral, beneficios laborales mayores a los de la ley, falta de captura de ventajas competitivas en materia laboral, gestión inflexible de la dimensión de recursos humanos y la falta de movilidad de fuerza laboral. (Petróleos Mexicanos, 2015).

En 2014 PEMEX presentó un nivel de producción de crudo y gas similar al de empresas petroleras internacionales, sin embargo, su patrimonio es negativo como se observa en la Figura 1.4.





Fuente: [www.pemex.com](http://www.pemex.com) (SEC, forma 20-f 2014)

Figura 1.4 Producción de crudo y gas de empresas internacionales.

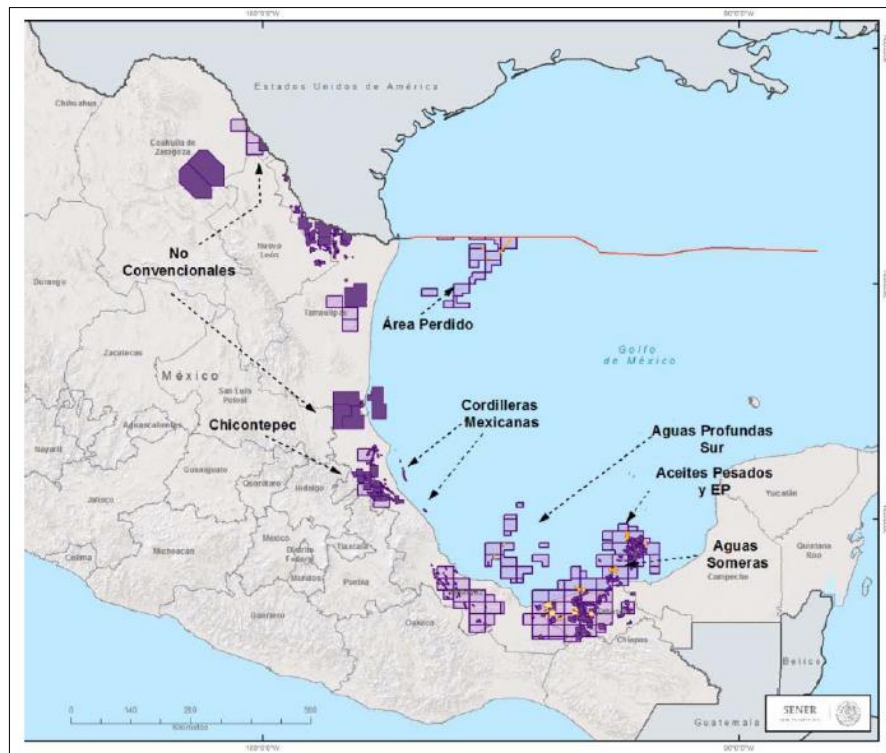
Esto debido a los altos costos financieros y de operación con rendimientos bajos comparados con los impuestos y derechos durante los últimos dos años en Exploración y Producción. En Refinación y Petroquímica, los costos de venta, particularmente las compras inter-organismos, eran mayores a los ingresos, mientras que en Gas y Petroquímica Básica los gastos de operación mermaron el rendimiento de ventas (Petróleos Mexicanos, 2015).

### 1.1.3. Nuevo entorno de Petróleos Mexicanos

El nuevo entorno de Pemex está encaminado para crear condiciones de operación que generen valor, uno de los propósitos del gobierno federal en la transición de Pemex, ha sido el focalizar los esfuerzos hacia mercados rentables e incluso se puede negociar el suministro de mercados no rentables por medio del reconocimiento de costos de atención. Además, ya no existe un presupuesto aprobado de operación e inversión, sino que se sujeta a Pemex a metas de balance operativo y financiero, las cuales se establecen con base en el balance de las cuentas del gobierno (Petróleos Mexicanos, 2015).

El nuevo marco legal para operar de Pemex, establece condiciones para ampliar el alcance de las actividades que la empresa puede realizar y otorga flexibilidad para adquirir tecnología y conocimiento a través de alianzas y asociaciones. Con la apertura del actual esquema de negocios se abren posibilidades de ir en alianza en muchas actividades, siendo la Secretaría de Energía la encargada de diseñar los contratos y otorgar los permisos necesarios y la Comisión Nacional de Hidrocarburos la encargada de licitarlos y regularlos. Con esto, después de la ronda cero de asignaciones, se tienen 489 áreas asignadas como se puede apreciar en la Figura 1.5, de las cuales 108 son de Exploración, 286 de Extracción y 95 en resguardo.

La competencia generada con la apertura se traducirá en una pérdida potencial de participación de mercado de PEMEX, por lo que su estrategia comercial deberá mantener el liderazgo en los mercados objetivo. Por otro lado, PEMEX tiene que enfrentar un entorno más complejo a nivel internacional y nacional (Petróleos Mexicanos, 2015).



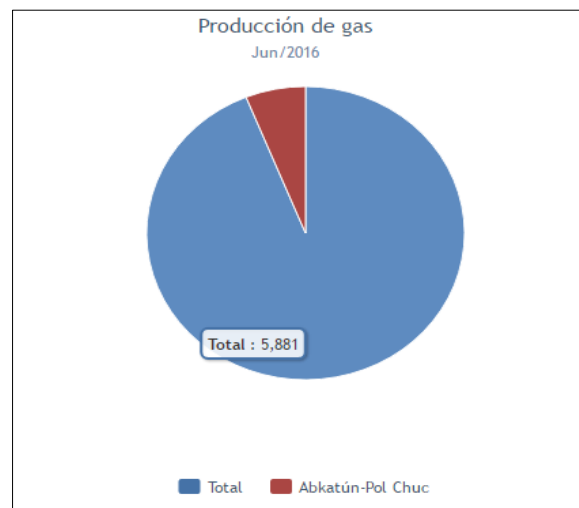
*Fuente: www.pemex.com*

Figura 1.5 Asignaciones de Pemex después de la ronda cero.

En busca de mantener liderazgo en los mercados Pemex tiene cuatro objetivos principales: Incrementar reservas con criterios de sustentabilidad y costos competitivos, extraer hidrocarburos con costos competitivos aprovechando las alternativas fiscales del nuevo marco regulatorio, enfocar la comercialización de productos y servicios y eficientar actividades operaciones en la cadena de valor de transformación industrial. El nuevo entorno ofrece a Pemex herramientas que le facilitan la transformación a una empresa productiva, aun así, quedan elementos que ponen en desventaja a la empresa. De no lograr esa transición Pemex producirá hidrocarburos con costos y pasivo laboral cada vez mayores y no logrará revertir su situación financiera (Petróleos Mexicanos, 2015).

#### 1.1.4. Producción actual de gas en México

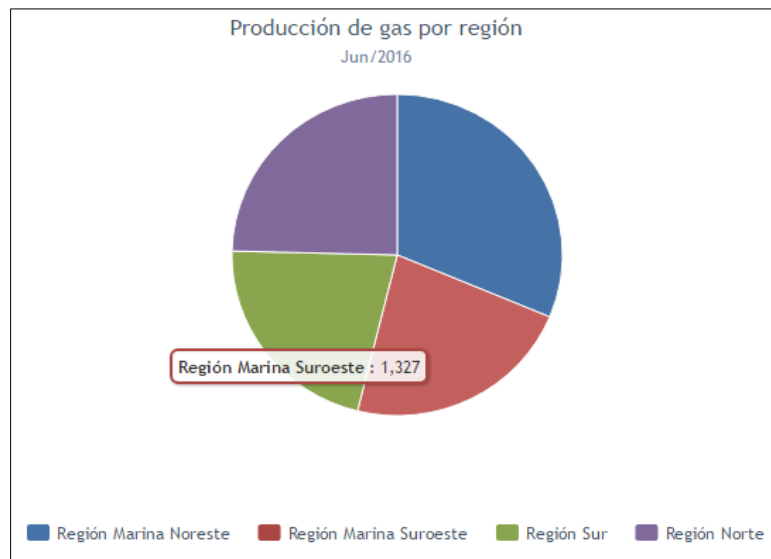
Actualmente Petróleos Mexicanos (Pemex) tiene una producción de gas asociado y gas no asociado en conjunto de 5881 millones de pies cúbicos diarios aproximadamente, en comparación con el total de gas producido el activo Abkatún-Pol-Chuc produce una mínima parte del gas como se puede apreciar en la siguiente Figura 1.6 (Pemex, 2016).



Fuente: [www.pemex.com](http://www.pemex.com) (2016).

Figura 1.6 Producción de gas total y del activo Abkatún-Pol-Chuc.

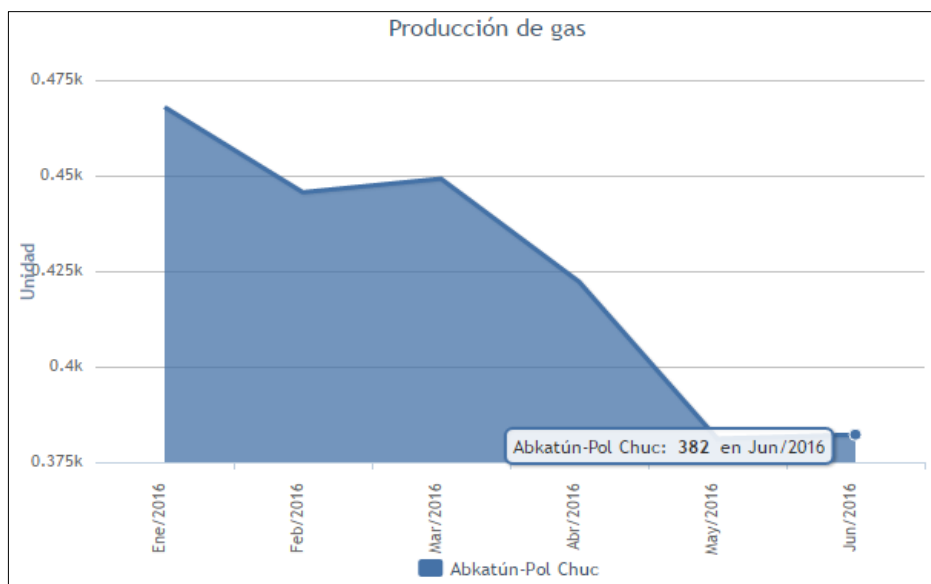
La producción de gas en México se divide en 4 zonas principales: Región Marina Noreste, Región Marina Suroeste, Región Sur y Región Norte. La Región Marina Suroeste, a la cual es perteneciente el campo del activo Abkatún-Pol-Chuc, produce aproximadamente 1327 millones de pies cúbicos, siendo una producción importante del total de gas producido en el país como se observa en la Figura 1.7 (Pemex, 2016).



*Fuente: [www.pemex.com](http://www.pemex.com) (2016).*

Figura 1.7 Producción de gas de la Región Marina Suroeste.

El activo Abkatún-Pol-Chuc ha presentado una baja en la producción de gas como se observa en la Figura 1.8, esto se debe, a la falta de producción del complejo Abkatun-A, ocasionada por la explosión ocurrida en 2015 y 2016 en este complejo. Actualmente se tiene una producción aproximada de 382 Millones de pies cúbicos diarios de gas (Pemex, 2016).



Fuente: *www.pemex.com* (2016)

Figura 1.8 Producción de gas del activo Abkatun-Pol-Chuc.

## 1.2. Gas natural

En general, las materias primas primarias son sustancias que no han sido sometidas a cambios químicos después de haber sido recuperados. El gas natural y petróleo crudo son materias primas básicas para la fabricación de productos petroquímicos, además se componen de un mezcla de hidrocarburos relativamente no reactivos y de cantidades variables de compuestos no hidrocarburos. Esta mezcla está esencialmente libre de olefinas, sin embargo el etano e hidrocarburos más pesados, a partir de estas fuentes, se pueden convertir en olefinas ligeras, consideradas como sustancias de partida para la producción de petroquímicos (Sami Matar, 1994).

El gas natural es una mezcla natural de hidrocarburos ligeros acompañado por algunos compuestos que no son hidrocarburos. El gas natural no asociado se encuentra en reservas o depósitos que no contienen crudo (pozos secos). Por otra parte, el gas asociado está presente en contacto y/o disuelto en petróleo crudo y está coproducido con él. El componente principal de la mayoría de los gases naturales es el metano, hidrocarburos parafínicos de alto peso molecular

se encuentran presentes en pequeña cantidad con la mezcla de gas natural y sus proporciones varían considerablemente de un yacimiento de gas a otro (Sami Matar, 1994).

Los componentes no hidrocarburos varían apreciablemente de un campo de gas natural a otro. Algunos de estos compuestos son ácidos débiles tales como el sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono, otros son inertes, tal como nitrógeno, helio y argón. Algunos yacimientos de gas contienen suficiente helio para la producción comercial. Hidrocarburos de mayor peso molecular presentes en el gas natural son combustibles importantes, así como materias primas químicas y son recuperados normalmente como líquidos de gas natural. Por ejemplo, el etano se puede separar para su uso como materia prima en el crackeo a vapor para la producción de etileno y el propano y butano se recupera del gas natural y se vende como gas licuado de petróleo (LPG) (Sami Matar, 1994).

### **1.2.1. Clasificación del Gas Natural**

Los gases naturales se clasifican como dulce o amargo (similar al petróleo crudo) dependiendo de la ausencia o presencia de cantidades significativas de sulfuro de hidrógeno. Una designación de gas húmedo implica que el gas natural es capaz de producir hidrocarburos líquidos por medio de un tratamiento adecuado; un gas seco no tiene tal capacidad. El procesamiento del gas natural resulta en una variedad de productos, incluyendo metano puro, gas de petróleo licuado (LPG, principalmente de propano y algunos n-butano) y gasolina (Lyons, 1996).

#### ***Contenido de líquidos***

La composición del gas juega un rol crítico en la economía del procesamiento del mismo. La mayor cantidad de líquidos, usualmente definidos como  $C_{2+}$ , en el gas, la mayor riqueza del gas. La extracción de estos líquidos produce un producto que puede llegar a tener un mayor valor de venta de lo que tiene el gas natural. Para cuantificar el contenido de líquidos de una mezcla de gas natural, la industria usa una relación de  $m^3$  de líquido por  $100 m^3$  de gas. Esta

relación aplica usualmente para etano y componentes más pesados, pero en ocasiones aplica para el propano y componentes más pesados (Arthur J. Kidnay, 2006).

### ***Contenido de Azufre***

Los términos dulce y amargo se refieren al contenido de azufre (generalmente H<sub>2</sub>S) presente en el gas natural. Un gas dulce contiene cantidades despreciables de H<sub>2</sub>S, mientras que un gas amargo contiene cantidades inaceptables de H<sub>2</sub>S, el cual es muy oloroso y corrosivo, incluso en mayor cantidad en presencia con el agua. Estos términos son relativos, pero generalmente, un gas dulce significa que el gas contiene menos de 4 ppmv de H<sub>2</sub>S, la cantidad de H<sub>2</sub>S aceptable en calidad dentro de una tubería de gas está entre 4 a 16 ppmv (Arthur J. Kidnay, 2006).

## **1.2.2. Procesos de tratamiento de gas natural**

Los dos usos principales para el gas natural son como combustible y como materia prima petroquímica, y en consecuencia, las tres razones básicas para el procesamiento de gas natural crudo son los siguientes:

- *Purificación:* La eliminación de sustancias, de valor o no, que inhiben el uso del gas como combustible industrial o residencial.
- *Separación:* La división de componentes que tienen mayor valor como materias primas petroquímicas, combustibles por sí solos, por ejemplo propano, o gases industriales como el etano y el helio.
- *Licuefacción:* Aumento de la densidad de energía del gas para su almacenamiento o transporte (Arthur J. Kidnay, 2006).

El gas natural contiene cantidades variables de dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y vapor de agua. La presencia de sulfuro de hidrógeno en el gas natural para el consumo doméstico no es tolerable, ya que es venenoso y también corroe equipos metálicos. El dióxido de carbono es indeseable, ya que reduce el valor de calentamiento del gas y se solidifica bajo las altas presiones

y bajas temperaturas utilizadas para el transporte de gas natural. Para la obtención de un gas natural dulce seco, los gases ácidos deben ser retirados junto con el vapor de agua. Además, el gas natural que contiene cantidades apreciables de hidrocarburos pesados debe ser tratado para la recuperación de estos como líquidos de gas natural (Sami Matar, 1994)

### ***Tratamiento de Gas ácido.***

Los gases ácidos pueden ser reducidos o removidos por uno o más de los métodos siguientes: absorción física usando un solvente selectivo de absorción, adsorción física usando un adsorbente sólido y por absorción química, en donde un solvente químico capaz de reaccionar reversiblemente con el gas ácido.

### ***Absorción Física***

En estos procesos, ninguna reacción química ocurre entre el gas ácido y el solvente. El solvente es un líquido que selectivamente absorbe los gases ácidos. Por ejemplo en el proceso Selexol, el solvente es dimetil éter de polietilenglicol. En este el gas natural pasa a contracorriente respecto al solvente que desciende. Cuando el solvente se satura con el gas ácido, la presión se reduce y el sulfuro de hidrogeno y el dióxido de carbono son desorbidos, posteriormente el solvente es recicla a la torre de absorción (Sami Matar, 1994).

### ***Adsorción Física***

En estos procesos, se usa un sólido con área superficial alta. Los tamices moleculares (zeolitas) son ampliamente utilizados y son capaces de adsorber una gran cantidad de gas. En la práctica, se utiliza más de una cama de adsorción para operación continua, una cama generalmente en uso, mientras que otra es regenerada. Estos tamices son adecuados únicamente cuando las cantidades de sulfuro de hidrógeno y de disulfuro de carbono son bajas, además, los tamices también son capaces de adsorber agua en conjunto con el gas ácido.



### ***Absorción Química***

Estos procesos se caracterizan por altamente capaces de absorber grandes cantidades de gas ácido. Usan una solución base relativamente débil, tal como monoetanolamina. El gas ácido forma un enlace débil con la base, la cual puede ser regenerada fácilmente. Monoetanolaminas y dietanolaminas son de uso frecuente para este propósito. La concentración normal de amina varía entre 15 y 30%. El gas natural pasa a través de la solución de amina, formándose sulfuros, carbonatos y bicarbonatos. La dietanolamina es un absorbente favorable ya que provoca una baja tasa de corrosión, bajo potencial de pérdida de amina, menos requerimientos de utilidad y necesidades mínimas de regeneración.

### ***Eliminación de agua.***

La humedad debe ser retirada del gas natural para reducir los problemas de corrosión y para evitar la formación de hidratos. Los hidratos son compuestos sólidos blancos formados a partir de una reacción físico-química entre el agua y los hidrocarburos bajo las altas presiones y bajas temperaturas que se utilizan para el transporte de gas natural por gasoducto. Los hidratos reducen la eficiencia de las tuberías. Para evitar la formación de hidratos, el gas natural puede ser tratado con glicoles, que se disuelven agua de manera eficiente.

### ***Recuperación de hidrocarburos condensables***

Los hidrocarburos más pesados que el metano, que están presentes en los gases naturales son materias primas valiosas y combustibles importantes. Ellos pueden ser recuperados por la extracción de petróleo. El primer paso en este esquema es enfriar el gas tratado por intercambio con propano líquido. El gas enfriado se lava con un hidrocarburo líquido frío, que se disuelve la mayoría de los hidrocarburos condensables. El gas, no condensado, es gas natural seco y se compone principalmente de metano con pequeñas cantidades de etano e hidrocarburos más pesados. Los hidrocarburos condensados o líquidos de gas natural (LGN) se separan del disolvente rico, que se recicla.

### ***Gas natural licuado***

Después de la recuperación de líquidos de gas natural, el gas natural seco dulce puede ser licuado para el transporte a través de tanques criogénicos. El tratamiento adicional puede ser necesaria para reducir el vapor de agua por debajo de 10 ppm y dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno a menos de 100 y 50 ppm, respectivamente. Dos métodos se utilizan generalmente para licuar el gas natural: el ciclo de expansión y refrigeración mecánica. En el ciclo de expansión, una parte del gas se expande desde una presión alta de transmisión a una presión más baja. Esto reduce la temperatura del gas. A través de intercambio de calor, el gas frío enfría el gas entrante, que de una manera similar enfría más gas entrante hasta que se alcanza la temperatura de licuefacción de metano.

En la refrigeración mecánica, un refrigerante de múltiples componentes que consiste de nitrógeno, metano, etano y propano se utiliza a través de un ciclo en cascada. Cuando estos líquidos se evaporan, el calor necesario se obtiene a partir de gas natural, que pierde energía / temperatura hasta que se licua. Los gases refrigerantes se vuelven a comprimir y se reciclan (Sami Matar, 1994).

### **1.3. Accidentes en la Industria Petrolera**

Los accidentes y explosiones en la industria del petróleo y gas han sido recurrentes a lo largo de los años, muchos de ellos con consecuencias catastróficas. La industria del petróleo tiene prácticas eficaces en la seguridad industrial y el medio ambiente, a pesar de esto, cada vez que ocurre un accidente las consecuencias son tan devastadores que permanecen en la memoria por décadas y el evento se cita en muchas ocasiones (Zubaidah Ismail, 2014).

En el pasado, se han reportaron accidentes en la industria principalmente en términos de fallas tecnológicas, mientras que el elemento humano en la causa del accidente tendía a ser ignorado. Dado que la frecuencia de fallos tecnológicos ha disminuido, el papel de los factores humanos se ha hecho más evidente (Gordon, 1998). La operación del proceso es la actividad más peligrosa junto a la operación de transporte y perforación en una plataforma costa fuera de petróleo y gas. Experiencias pasadas, en actividades de petróleo y gas en tierra y mar han revelado que una pequeña falla en el funcionamiento del proceso podría escalar hasta provocar una catástrofe, esto es de gran preocupación en las plataformas costa fuera que manejan petróleo

y gas debido al espacio limitado y la geometría compacta del área de proceso, poca ventilación, y rutas de escape difíciles (Faisal I. Khan R. S., 2002).

La explosión de la plataforma Piper Alpha de 1988, mostrada en la Figura 1.9, sigue siendo el peor desastre en plataformas petroleras costa fuera de la historia. La pérdida de 167 vidas fue causada por una serie de factores que incluyen el error humano, un mal entrenamiento de seguridad y pobre gestión de sistemas de la seguridad. Después, de este incidente la industria petrolera ha desarrollado una fuerte cultura de seguridad y mejores prácticas de trabajo, además, este accidente remarca la importancia de contar con un sistema de monitoreo de mantenimiento adecuado, los procedimientos apropiados para paro de emergencia, entrenamiento de seguridad para todo el personal, incluidos los contratistas, mejor gestión de la respuesta a emergencias, y fuerte cultura de seguridad en todos los niveles dentro de la empresa (Shallcross, 2013).



*Fuente: Adaptado de [www.bbc.com/news/uk-scotland](http://www.bbc.com/news/uk-scotland)*

Figura 1.9 Explosión de la plataforma Piper Alpha (1988) en el Mar del Norte.

El accidente de Deepwater Horizon y la fuga del pozo Macondo el 20 de abril 2010 mostrado en la Figura 1.10, provocó la muerte de once trabajadores, además de serias preocupaciones con respecto al nivel de seguridad de perforación mar adentro. La plataforma de perforación Deepwater Horizon era considerada como una unidad de perforación segura y eficiente. El mismo día que directivos de British Petroleum estaban de visita en la plataforma celebrando

siete años sin incidentes, el gas explotó desde el pozo hasta la cubierta de la plataforma provocando el incendio (Jon Espen Skogdalen, 2012).

Al igual que con otros incidentes, la explosión del pozo Macondo sucedió por una interacción compleja estrechamente conectada por factores técnicos, humanos, de organización y reguladores. Del personal de la plataforma Deepwater Horizon, 11 sufrieron lesiones fatales provocadas por el fuego y la explosión, mientras que otros 17 sufrieron heridas críticas. La plataforma se hundió 36 horas después de haberse iniciado la explosión, además, aproximadamente 5 millones de barriles de petróleo fueron derramados en el Golfo de México (U.S. Chemical Safety Board, 2014).



*Fuente: Investigation Report Vol.1 de [www.csb.gov/macondo-blowout-and-explosion/](http://www.csb.gov/macondo-blowout-and-explosion/)*

Figura 1.10 Accidente de la plataforma Deepwater Horizon (2010) en el golfo de México.

Una de las razones principales para que los accidentes trágicos ocurran, tal como el accidente de la refinería BP (British Petroleum) en la ciudad de Texas, Texas mostrada en la Figura 1.11, es la falta de enfoques y propuestas de monitoreo y modelado eficaces que proporcionen alertas tempranas que ayudan a evitar tal evento (Maryam Kalantarnia, 2010).

El 23 de marzo de 2005, una explosión e incendios se produjeron en la refinería de BP en la ciudad de Texas, Texas, a 30 millas al sureste de Houston. La refinería, la más grande de la compañía en todo el mundo, puede producir alrededor de 10 millones de galones de gasolina por día (aproximadamente el 2,5 por ciento de la gasolina que se vende en los Estados Unidos) para los mercados principalmente en el sureste, Medio Oeste, y a lo largo de la costa Este. También produce combustibles de aviación, diesel, y otros productos, contiene 29 unidades de refinación de petróleo y cuatro unidades químicas, las cuales cubren un total de 1.200 acres. La refinería emplea a aproximadamente 1800 trabajadores, y en el momento del incidente, unos 800 trabajadores contratistas apoyaban en el lugar de trabajo en turnos. La planta de la ciudad de Texas es una de las cinco refinerías en Estados Unidos de BP, las demás se encuentran en Whiting, Indiana; Carson, California; Punto de la cereza, Washington y Toledo, Ohio (U.S. Chemical Safety Board, 2007).



*Fuente: Investigation Report de [www.csb.gov/assets/1/19/csbfinalreportbp.pdf](http://www.csb.gov/assets/1/19/csbfinalreportbp.pdf)*

Figura 1.11 Accidente en la refinería BP en Texas (2005).

El accidente se produjo durante la puesta en marcha de la unidad de isomerización “ISOM”. La sección de refinado de la unidad ISOM se cerró el 21 de febrero de 2005 y se drenó la torre de separación de refinado. Durante el arranque, la torre de refinado se llenó en exceso debido a

lecturas erróneas en el transmisor de nivel. Posteriormente, los dispositivos de alivio de presión abrieron provocando el llenado excesivo del tanque de alivio, lo cual, resultó en la liberación de un líquido inflamable desde el tanque de alivio, sin estar equipado con un quemador, provocando la liberación de sustancias inflamables, una explosión y un incendio (Maryam Kalantarnia, 2010).

El pasado 1 de abril de 2015 se presentó una explosión en la plataforma Abkatun-A Permanente de Pemex en la Sonda de Campeche del Golfo de México (ver Figura 1.12). Los hechos iniciaron a las tres de la mañana, hora en la cual, se suscitó la explosión en el área de deshidratación y bombeo de la plataforma, dejando un total de 4 muertos y gran cantidad de lesionados. El operativo de emergencia se activó casi hora y media más tarde, tras el percance, personal a bordo del complejo petrolero, compuesto por cinco plataformas, se lanzó al mar para escapar de las llamas. En esta instalación se realizaba el proceso de separación de crudo y gas, así como deshidrataciones para separar el agua y la sal del hidrocarburo que recibía de una plataforma de extracción (Santana, 2015).



*Fuente: Adaptado de Pemex de [www.flickr.com/photos/petroleosmexicanos/](http://www.flickr.com/photos/petroleosmexicanos/) y [sipse.com/mexico/se-incendia-plataforma-abkatun-alfa-pemex-sonda-de-campeche-144817](http://sipse.com/mexico/se-incendia-plataforma-abkatun-alfa-pemex-sonda-de-campeche-144817)*

Figura 1.12 Daños en la plataforma Abkatun-A Permanente tras explosión.

## 1.4. Simulación de Procesos

La base para la evaluación de la eficiencia en los procesos es el desarrollo de modelos de balances de materia y energía, con esto se puede realizar una toma de decisiones en el diseño de nuevas plantas o modificaciones de las ya existentes. Un modelo de diagrama de flujo comprende un conjunto de ecuaciones no lineales que describen las condiciones de operación de las unidades de proceso mediante las corrientes de proceso, leyes de conservación y ecuaciones de diseño específicas para cada unidad y la relación de los datos con las propiedades físicas de las sustancias procesadas.

Los cálculos en los simuladores comerciales se simplifican bastante al no incluir en muchos casos las propiedades de transporte. Es decir, se aprovecha la posibilidad de llevar a cabo los balances de materia y energía sin conocer la capacidad o geometría de las unidades (Susana Luque Rodríguez, 2005).

La ingeniería de procesos involucra una estrategia básica para su desarrollo, se compone de tres etapas: Síntesis de Procesos, Simulación de Procesos y Optimización. La simulación de procesos es una etapa en la que se requiere plantear los balances de materia y energía para un proceso en estado estacionario, calcular dimensiones y efectuar una evaluación económica preliminar del proceso.

Básicamente la simulación de procesos puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en su representación, mediante modelos matemáticos. La solución de estos se lleva a cabo por medio de programas de computadora y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso. Por medio de la simulación se pueden efectuar análisis de plantas químicas y procesos para la solución de problemas. Algunas de las tareas que pueden realizarse a través de la simulación son:

- Predicción en los cambios de operación y capacidad de la planta
- Optimización de las variables de operación
- Evaluación de alternativas de proceso para reducir el consumo de energía
- Transformación de un proceso para desarrollar otras materias primas.

- Análisis de condiciones críticas de operación, etc. (V. H. Martínez Sifuentes, 2000).

Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, algunos de los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. Algunos de estos simuladores de procesos son: Aspen Plus, Aspen HYSYS, Speedup, PROII, Chemcad (V. H. Martínez Sifuentes, 2000).

Los simuladores de proceso rigurosos tal como Aspen Plus, Aspen Dynamics, HYSYS y VMGSim han sido usados en mayor medida en los últimos años para tareas de modelamiento y simulación en muchos procesos de diferentes industrias. Estos simuladores comerciales fueron desarrollados para aplicaciones en el campo de ingeniería química, sin embargo, existen otros softwares para aplicaciones diferentes, como lo es ingeniería de alimentos (Y. Zhang, 2014).

#### **1.4.1. Simulación dinámica de procesos**

El uso de modelos matemáticos en la ingeniería química está bien establecida, sin embargo, el uso de modelos dinámicos, lo opuesto al uso de modelos en estado estacionario para el análisis en una planta química, es más reciente. Esto se ve reflejado en el desarrollo de nuevos softwares comerciales para simulación dinámica, la cual ha crecido debido a la presión ejercida sobre la validación de los diseños, integridad del proceso y estudios a la operación de los procesos para lo cual un simulador dinámico es una herramienta esencial. Además, la simulación dinámica puede ser vista como una parte esencial de cualquier estudio de riesgo u operabilidad, ambos para evaluar las consecuencias de la falla de una planta y la mitigación de posibles efectos (John Ingham, 2000).

La simulación dinámica estudia el comportamiento del sistema con respecto al tiempo como variable independiente, es decir, es la representación del estado de un proceso en función del tiempo. Una gran variedad de problemas industriales importantes son de carácter dinámico, tal como los arranques y paros de equipos, reacciones o procesos por lotes, cambios de un conjunto



de operaciones, perturbaciones en las condiciones de operación, etc. es por ello la importancia de la simulación dinámica.

Típicamente, la simulación en estado estable de un sistema con parámetros agrupados involucra la solución de ecuaciones algebraicas, mientras que una simulación dinámica involucra la solución de ecuaciones diferenciales ordinarias (Bequette, 1998).

La simulación dinámica permite identificar el comportamiento inesperado y predice como un proceso y su control responden diferentes ajustes en función del tiempo, además es de gran apoyo en la validación de sistemas de desfogue, implementa un sistema de paro o cierre en fuentes de calor. Existen diferentes simuladores de procesos para utilizarse en estado dinámico como Aspen Plus Dynamics (Aspentech), Aspen HYSYS Dynamics (Aspentech), Dynsim (Invensys), etc (Montaño, 2013).

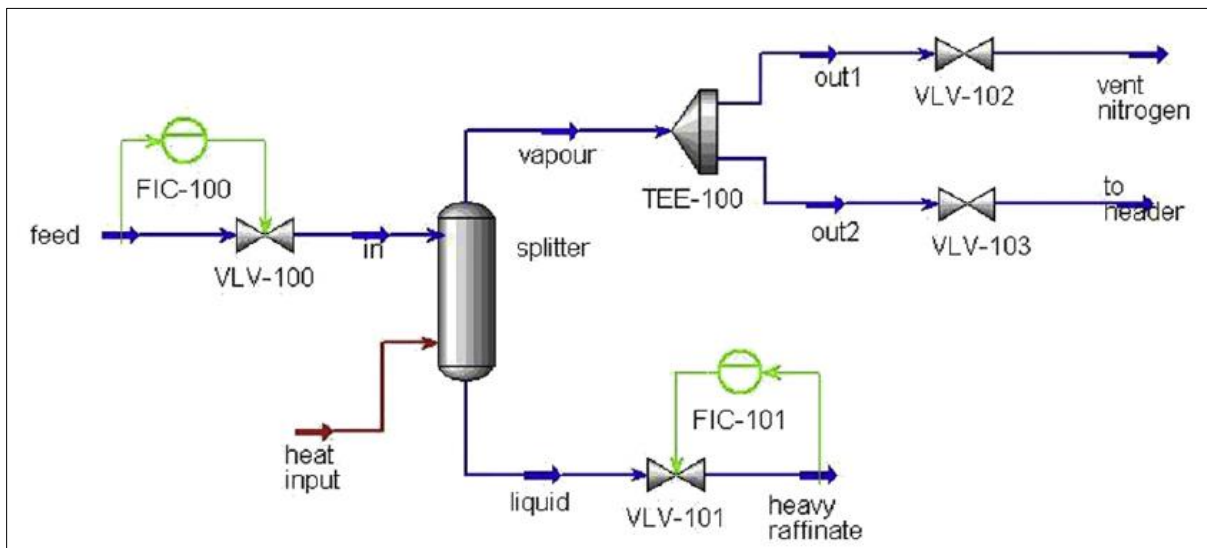
Aspen Dynamics es un simulador dinámico usado para explorar cuestiones dinámicas y de control de procesos continuos alrededor de algún punto diseño de operación en el estado estable (Luyben, 2015). Además, mediante Aspen Dynamics es posible desarrollar modelos dinámicos de proceso e implementar sistemas de control adecuados para investigar el impacto las tasas de alimentación de flujo y composiciones así como el arranque en el rendimiento de separación de una membrana en un proceso de biogás (Marco Scholz, 2015).

#### **1.4.2. Aplicación de la Simulación de Procesos en los análisis de riesgo.**

La seguridad en las industrias de proceso es de gran importancia y es crítica para la continuidad de operación de las mismas. El número de accidentes en las industrias de proceso son inaceptables y recientemente se ha propuesto desarrollar estándares para la reducir la frecuencia y severidad de los accidentes. Con ello, ha surgido la implementación de metodologías de riesgo en combinación con la simulación dinámica de procesos para la investigación de escenarios de riesgo y consecuencias. A continuación se mencionan algunos estudios que han contribuido en la aplicación de análisis de riesgo y evaluación de los procesos por medio de simulación.

Davide Manca y Sara Brambilla estudiaron las causas de los eventos que llevaron a la explosión el 23 de marzo del 2005 en la refinería de British Petroleum en la Ciudad de Texas, EUA donde 15 personas murieron y 180 resultaron heridas. Usaron un simulador dinámico comercial de procesos (UNISIM) mostrado en la Figura 1.13, además de la incorporación de modelos especiales, con el fin de explicar la inundación y desborde de una columna, la apertura de las válvulas de alivio y el flujo de una mezcla de dos fases a través de la tubería conectada al sistema de desfogue (Davide Manca, 2012).

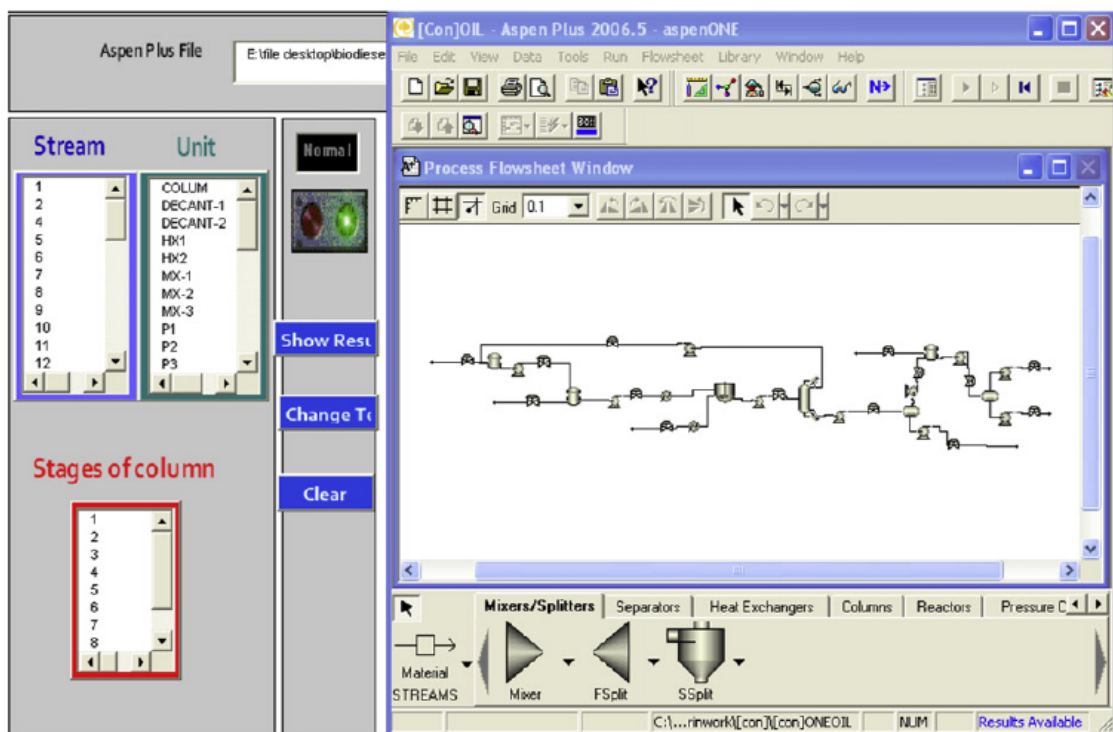
Helen H. Lou, Jayachandran Chandrasekaran y Rebecca A. Smith., 2006, utilizaron un método de simulación dinámica para un modelo de proceso dinámico de gran escala para llevar a cabo la evaluación de riesgo del proceso de producción del óxido de etileno, incluyendo varias unidades, un reactor multi-tubular de flujo pistón operado bajo alta presión y temperatura, unidades de separación y adsorción, intercambiadores de calor, corrientes de recirculación y corriente de purga. Una vez que se identificaron las zonas de peligro con base en las desviaciones en las condiciones de entrada, por medio del software Aspen Dynamics los datos de las variables de alimentación fueron modificadas con la finalidad de identificar los efectos provocados por las desviaciones en las diferentes unidades del proceso.



*Fuente: Artículo Dynamic Simulation of the BP Texas City Refinery Accident (2012).*

Figura 1.13 Diagrama de flujo de proceso en UNISIM.

C. Jeerawongsuntorn, N. Sainyamsatit y T. Srinophakun., 2011, propusieron y llevaron a cabo la integración de una interfase humano-maquina (HMI) con un análisis de riesgo y operabilidad (HAZOP), además de la incorporación de niveles integrales de seguridad para las medidas propuestas en el SIS. Utilizaron el software Aspen Plus versión 2006 para proporcionar datos de diseño preliminares en el proceso continuo de producción de biodiesel, además utilizaron los programas GENESIS 32 y Microsoft Visual Basic para construir el módulo y comunicarlo con Aspen Plus, como se aprecia en la Figura 1.14, logrando analizar la operación óptima y segura del proceso.

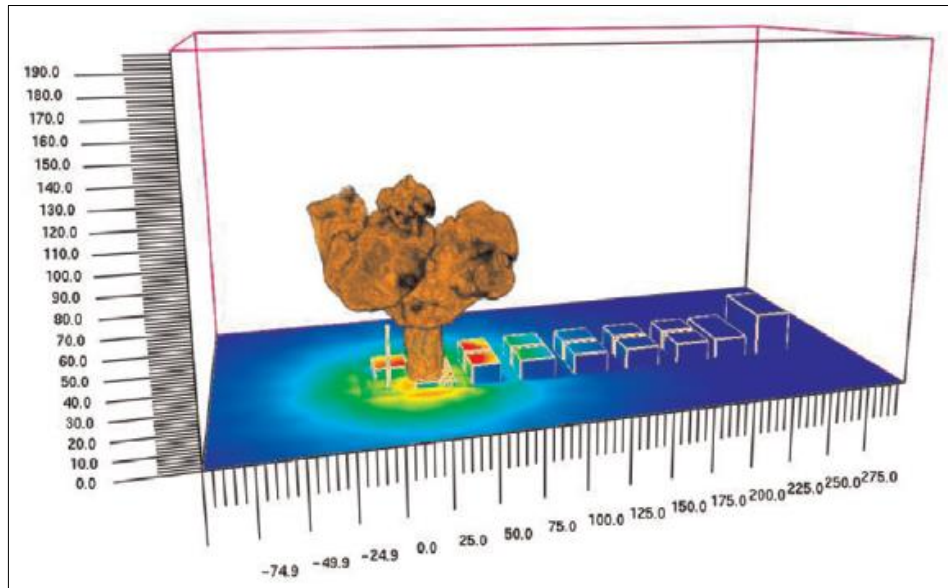


Fuente: Artículo "Integration of safety instrumented system with automated HAZOP analysis: An application for continuous biodiesel production (2011).

Figura 1.14 Conexión de la interfase con el simulador Aspen Plus.

Arunnvinthan Rajendram, Faisal Khan y VikramGaraniya., 2015, evaluaron escenarios de fuego comunes en instalaciones costa fuera que producen gas natural, como lo es, alberca de fuego, fuego en chorro, bola de fuego y fogón. Estos escenarios fueron evaluados mediante la Dinámica Computacional de Fluidos (CFD) en el simulador Pyrosim y Simulador Dinámico de Fuego (FDS) mostrado en la Figura 1.15. Encontrando las radiaciones y dispersiones de fuego en

instalaciones costa fuera, las cuales deben estar integradas con barreras contra fuego, ropa protectora en los operadores y de esta manera aumentar el tiempo de escape para el personal ante alguna explosión.



*Fuente: Artículo Modelling of fire risks in an offshore facility (2015).*

Figura 1.15 Radiación Térmica de una bola de fuego mediante el simulador FDS.

Svandová, Juraj Labovský, Jozef Markos y Ludovít Jelemenský., 2009, compararon la predicción de los modelos de equilibrio y no-equilibrio con ecuaciones diferenciales ordinarias y ecuaciones algebraicas durante el análisis de riesgo efectuado en una columna de destilación reactiva, enfocándose en la identificación de situaciones peligrosas o problemas operativos en particular. El análisis de riesgo se llevó a cabo con la aplicación del procedimiento de la metodología HAZOP, integrándola con la simulación del modelo matemático de la columna resuelto en mediante un código en FORTRAN, con el fin de determinar la respuesta de la columna ante las desviaciones provocadas por condiciones de operación anormales y durante el arranque o paro de la misma. Encontraron la existencia de comportamientos dinámicos diferentes para cada modelo matemático (Equilibrio y No Equilibrio) en la desviación de mayor alimentación de flujo de butenos en el proceso de arranque, diferencias en las transiciones de los comportamientos en el estado estable ante la variación de los tiempos de las perturbaciones

y resaltaron que la predicción del comportamiento del reactor depende de la calidad de los parámetros utilizados para el modelo de no equilibrio.

En otro estudio Juraj Labovský, Zuzana Svandová, Jozef Markos y Ludovít Jelemensky., 2007, integraron un modelo matemático de ecuaciones diferenciales parciales, ecuaciones diferenciales ordinarias y algebraicas mediante códigos de programación en DYNHAZ (C++) y FORTRAN, aplicado con un análisis de peligros y operabilidad (HAZOP) para el estudio de una columna de destilación reactiva y un reactor tubular en la producción de Metil-terbutil éter (MTBE) con la finalidad de identificar peligros potenciales en el proceso real reduciendo el tiempo necesario para la identificación de los mismos. Encontraron que las desviaciones de aumento de flujo de metanol hacia el reactor y la columna de destilación reactiva provocan múltiples estados estables e influyen de manera radical en el comportamiento del sistema durante y después de la desviación en el análisis dinámico. Además, recomendaron el uso de estas herramientas para la examinación de la seguridad de equipos en la industria y la opción de usarse como análisis robustos para los estudios HAZOP ordinarios.

Eizenberg y col., 2006, utilizaron la técnica cualitativa HAZOP para la identificación de peligros en combinación con el programa de Polymath 6.1 y MATLAB en la oxidación del 2-octanol en un reactor semi-batch, la cual es una reacción exotérmica. Teniendo el modelo básico en Polymath, lo exportaron a MATLAB con el fin de realizar la simulación dinámica accesible para aplicaciones de estudio y entrenamiento, y de esta manera examinar las desviaciones llevadas a cabo en la metodología HAZOP.

E. Németh y col., 2005, propusieron una metodología capaz de desarrollar un modelo multi-escala de un sistema de proceso de intercambiadores de calor en contracorriente para propósitos de diagnósticos previos. Dichos diagnósticos fueron proporcionados a partir de un análisis HAZOP y simulados dinámicamente por medio de un modelo en forma de red de ecuaciones diferenciales algebraicas como lo es la red de Petri jerárquica coloreada, la cual se usa para el diagnóstico dirigido especialmente a través de las fallas de operación y también del efecto de las acciones preventivas propuestas.

G. Chiappetta y col., 2006, investigaron por medio la simulación en computadora de un modelo de ecuaciones diferenciales mediante el polinomio de Legendre y el método numérico de Runge-

Kutta de cuarto orden, diferentes condiciones de la combinación de un reactor de membrana y la etapa de separación en una sola unidad, tal como la transferencia de masa y calor del reactor no isotérmico con una reacción exotérmica en función de la temperatura de operación, presión, cambios de composición de los reactivos y flujo en la alimentación, esto en combinación de un análisis de seguridad inherente para proporcionar desviaciones del proceso por medio de la técnica HAZOP.

Z. Svandová y col., 2005, presentaron una metodología en la que incluía el uso de herramientas de software diseñadas para modelamiento matemático, simulación de reactores químicos y la utilización del método común para la identificación de peligros HAZOP. Usaron esta metodología en el análisis en dos reactores CSTR en serie con chaqueta de enfriamiento para la reacción de hidrólisis del óxido de propileno a propilenglicol, con esta implementación lograron la detección de algunas desviaciones inesperadas en la operación de los reactores.

Mordechai Shacham y col., 2000, consideran al modelamiento dinámico y simulación de procesos como una herramienta importante para evaluar condiciones de emergencia en los procesos químicos, además, han establecido que las simulaciones y modelamientos requieren con frecuencia una rápida implementación de cambios en los modelos matemáticos realizados por los ingenieros de proceso. En su trabajo presentaron un simulador con datos de entrada en Excel teniendo una conexión con el modelo de proceso (reactor) en Polymath utilizado como resolvidor numérico, basado principalmente en tener una arquitectura de estructura abierta para una rápida y fácil modificación del mismo. Esta implementación resultó en una herramienta rápida y accesible para el análisis y desarrollo de situaciones de emergencia.

Se han realizado otros estudios de simulación como lo es el trabajo realizado por Biao Sun y Kaihua Guo., 2013, en el cual utilizaron Dinámica de Fluidos Computacionales (CFD) para la evaluación de las zonas de exclusión de dos peligros potenciales, por ejemplo la dispersión de vapor inflamable de Gas Natural Licuado (LNG) y la radiación provocada por una piscina de fuego de LNG. Los modelos de simulación fueron validados por medio de datos experimentales, con esto, investigaron la mitigación de los peligros potenciales de las cortinas de dispersión de

agua y de una espuma expansiva, encontrando un error menor al 10% del modelo propuesto y la verificación de una reducción significativa en la reducción de la dispersión del vapor.

De-zhi Zhu., 2014, utilizó un modelo matemático, específicamente un modelo Gaussiano, para desarrollar un análisis de la simulación de una fuga y dispersión del proceso y área afectada de las consecuencias de un accidente propuesto en un tanque de Gas Natural Licuado (LNG) de 2500m<sup>3</sup> de una compañía en Nanjing, encontrando una simulación efectiva de la dispersión de gas considerando factores como la velocidad del viento en la zona.

## **1.4. Seguridad Funcional**

Las normas conocidas en las que se basa el diseño de sistemas E/E/EP (Eléctricos, Electrónicos y Electrónicos Programables) que toman en cuenta el concepto de seguridad funcional de los sistemas programables son la IEC 61508 y IEC61511. Estos estándares se refieren a algunos aspectos fundamentales de los sistemas de control y protección que contienen unidades de programables.

La seguridad integral se entiende como la probabilidad de que un sistema relacionado a la seguridad pueda desempeñar satisfactoriamente las Funciones de Seguridad requeridas bajo condiciones establecidas en un periodo de tiempo (Kosmowski, 2006).

Los niveles integrales de seguridad (SIL) especifican el requerimiento de seguridad integral para las Funciones Instrumentadas (FIS) dadas que se asignen a los sistemas de seguridad E/E/PE. La seguridad funcional es parte de la seguridad general de un sistema o pieza de equipo y generalmente se centra en la electrónica y el software relacionado. Se ve en los aspectos de seguridad que se relacionan con la función de un dispositivo o sistema y asegura que funciona correctamente en respuesta a los comandos que recibe.

En un enfoque sistémico identifica Seguridad funcional potencialmente peligrosas condiciones, situaciones o eventos que podrían resultar en un accidente que podría perjudicar a alguien o

destruir algo. Permite a las acciones correctivas o preventivas para evitar o reducir el impacto de un accidente. La seguridad funcional se aplica a la vida cotidiana y todas las industrias, es fundamental para la mayoría de los sistemas relacionados con la seguridad. La industria del petróleo y el gas, las centrales nucleares, el sector de fabricación, su coche, dispositivos médicos, transporte, todos dependen en gran medida de la seguridad funcional para lograr la seguridad en áreas en las que el funcionamiento del equipo puede dar lugar a riesgos.

El objetivo de la seguridad funcional es llevar el riesgo a un nivel tolerable y para reducir su impacto negativo; Sin embargo, no existe el riesgo cero. La seguridad funcional mide riesgos con base en que tan probable es que un determinado evento ocurra y qué tan grave sería, en otras palabras, la cantidad de daño que podría causar (IEC, 2015)

La Comisión Electrotécnica Internacional (IEC) es una organización sin fines de lucro, no gubernamental, fundada en 1906. Los miembros de la IEC son los comités nacionales, que designan expertos y delegados procedentes de la industria, los organismos gubernamentales, las asociaciones y el mundo académico para participar en el trabajo de evaluación técnica y la conformidad de la IEC. Es una organización líder a nivel mundial que publica normas internacionales basadas en el consenso y gestiona los sistemas de evaluación de la conformidad de los productos eléctricos y electrónicos, sistemas y servicios, conocidos colectivamente como la electrotecnia. Las publicaciones sirven como base para la normalización nacional y como referencia en la elaboración de licitaciones y contratos internacionales (International Electrotechnical Commission, 2016).

#### **1.4.1. Ciclo de vida de la Seguridad Funcional**

Con la finalidad de mantenerse económicamente efectivas y financieramente redituables, las industrias modernas tienen que llevar la cultura de la seguridad a un nivel mayor y evitar pérdidas de producción por medio del uso de técnicas de prevención de accidentes. Idealmente, los requerimientos de seguridad comienzan en las primeras etapas de diseño, pero algunas instalaciones pudieran no contar con Sistemas Instrumentados de Seguridad (Elnara Nasimi, 2016).



En la mayoría de los procesos industriales, la mejor seguridad se logra por un diseño seguro del proceso. Las capas de protección juegan un papel importante para la reducción de riesgo. En caso de ser requerido, esto se puede combinar con un sistema de protección para tratar cualquier riesgo residual identificado, tal es el caso de los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) de tecnología electrónica programable.

Un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) es un sistema compuesto por sensores, resolvidores lógicos y elementos finales que tiene el propósito de llevar al proceso a un estado seguro cuando se han violado condiciones predeterminadas. Otros términos comúnmente usados son Sistema de Paro por Emergencia (ESD) o Sistema de Seguridad del Proceso o “Interlocks” de seguridad.

Los SIS son muy importantes en la administración de riesgos en los procesos industriales debido a que cumplen una función primordial disminuyendo su probabilidad de los eventos de riesgo o minimizando la severidad al personal, al medio ambiente y a las instalaciones. En general, los riesgos se deben prevenir como un objetivo inicial desde el inicio del ciclo de vida de seguridad funcional y deben ser reducidos a un nivel tolerable aceptable (NRF-045-PEMEX, 2010).

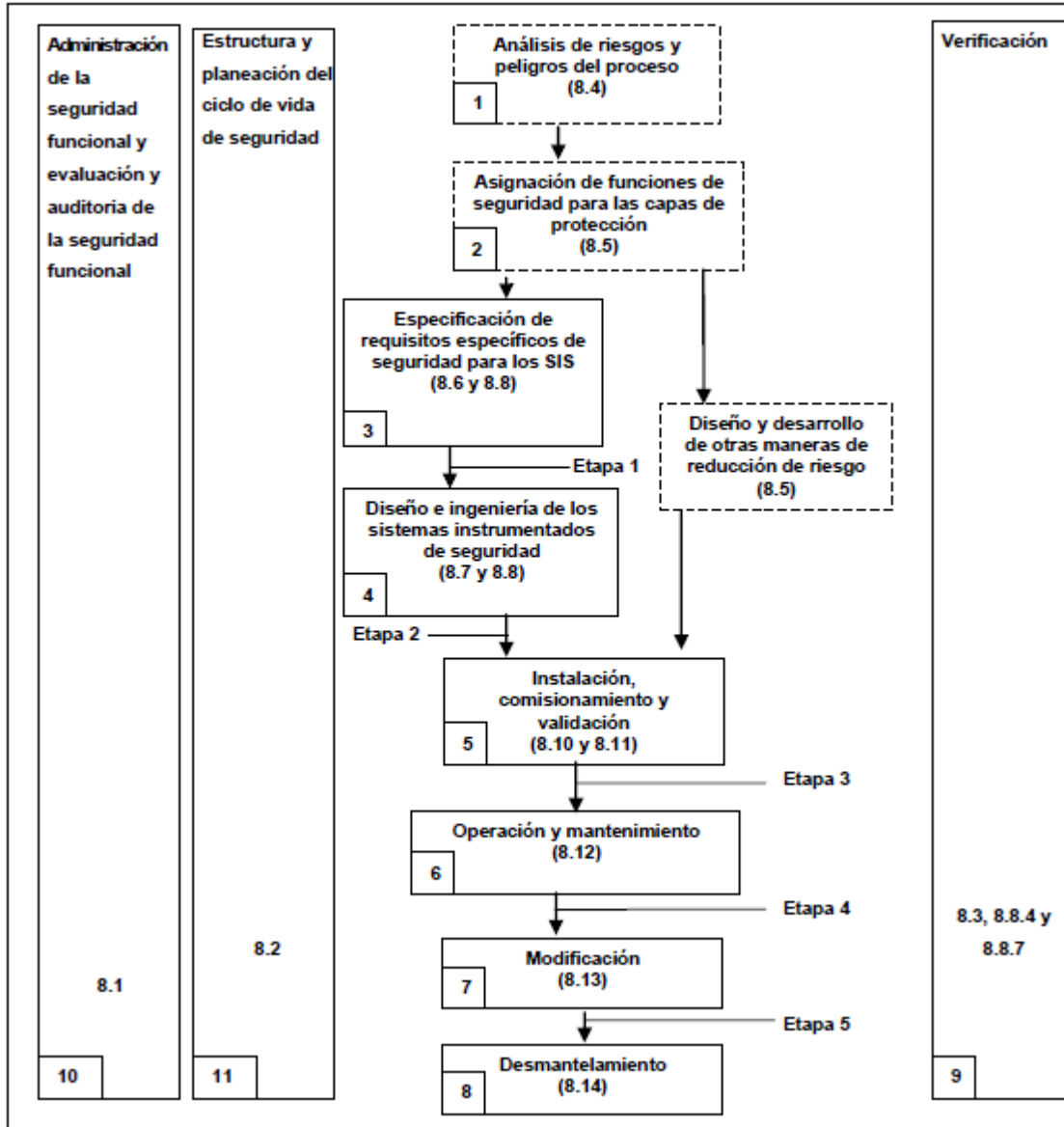
### **1.4.2. Fases del Ciclo de Vida de Seguridad Funcional**

Previo a la primera etapa del ciclo de vida de seguridad del SIS se debe contar con el diseño conceptual del proceso incluyendo las filosofías de operación, los diagramas de tubería e instrumentación y diagramas de flujo de proceso, planos de localización general del equipo, las hojas de datos del equipo de proceso y la especificación técnica del sistema básico de control del proceso, tomando en consideración las condiciones ambientales del lugar.

En la Figura 1.16 se observan las fases del Ciclo de Vida de Seguridad Funcional, desde el inicio conceptual, diseño, implementación, operación y mantenimiento, hasta el desmantelamiento de los SIS. Básicamente el Ciclo de Vida de Seguridad Funcional se compone de las siguientes etapas:

- Etapa 1. Análisis y evaluación de riesgos, identificación de las capas de protección y la especificación de los requisitos de seguridad.
- Etapa 2. Diseño del SIS.
- Etapa 3. Instalación, “comisionamiento” y validación final del SIS y desarrollo de procedimientos de operación y de mantenimiento.
- Etapa 4. Adquisición, experiencia en la operación y mantenimiento.
- Etapa 5. Modificación y desmantelamiento de un SIS (NRF-045-PEMEX, 2010).

Sin embargo, en las primeras etapas, marcadas con línea intermitente en la figura 1.16, el análisis y evaluación de riesgos de proceso y la asignación de funciones de seguridad para las capas de protección, se encuentran fuera del alcance de los requisitos específicos del Ciclo de Vida de Seguridad. Los resultados de estas etapas son datos de entrada al desarrollo del mismo, por lo anterior, la eficacia y eficiencia en la aplicación del Ciclo de Vida de Seguridad depende de la confiabilidad y exactitud de dichos datos (NRF-045-PEMEX, 2010).



Fuente: Norma de Referencia de Pemex 045

Figura 1.16 Fases del ciclo de vida de seguridad y etapas de evaluación de la seguridad funcional del SIS.

#### 1.4.2.1. Análisis y evaluación de riesgos del proceso

El análisis y evaluación de riesgos debe contemplar el análisis de capas “NO SIS y capas SIS, debe identificar los peligros de proceso, y llevar a cabo su valoración (frecuencia/consecuencia) y posteriormente determinar si ese riesgo es tolerable o no, basándose en los criterios de aceptación del riesgo específico para el sistema y/o instalación definidos. Para el caso de las FIS (SIF), los resultados del análisis y evaluación de riesgos deben constituir los datos de entrada para la determinación del NIS (SIL) “objetivo” para cada función instrumentada de seguridad y deben cumplir con IEC 61511-3. En esta etapa inicial, en esencia se debe determinar:

- Los peligros y eventos peligrosos del proceso y equipo asociado como SCBP (BPCS) o SDMC
- La secuencia de eventos que conducen al evento peligroso.
- El riesgo de proceso asociado con el evento peligroso.
- Cualquier requisito de reducción de riesgo.
- Las funciones de seguridad requeridas para lograr la reducción de riesgo objetivo.
- Las funciones instrumentadas de seguridad (NRF-045-PEMEX, 2010).

#### **1.4.2.2. Asignación de funciones de seguridad para capas de protección.**

En esta etapa las funciones que se deben realizar, en forma general, en el diseño del SIS deben ser las siguientes:

- Asignar funciones de seguridad a las capas de protección
- Determinar las FIS (SIF) requeridas
- Determinar para cada FIS (SIF) el NIS (SIL) asociado

Para establecer el NIS (SIL) del SIS se deben considerar los siguientes parámetros:

- La severidad de las consecuencias si el sistema de seguridad falla al operar bajo demanda
- La probabilidad de que el personal sea expuesto al riesgo
- Medidas de mitigación para reducir las consecuencias del evento de riesgo
- La frecuencia con la cual el sistema de seguridad se requiere que actúe

- Probabilidad de ocurrencia del evento peligroso

Es necesario seleccionar un NIS (SIL) objetivo y especificar la reducción de riesgo objetivo, es decir, la diferencia entre los niveles de riesgo existente y tolerable, en términos de NIS (SIL). Además se debe considerar la evaluación de dos componentes del riesgo, la probabilidad del evento de peligro y la severidad de la consecuencia. La asignación del NIS (SIL) objetivo se debe realizar basándose en un proceso que lleve el riesgo del proceso a un nivel tolerable. Para la especificación del NIS (SIL) objetivo, se realiza de acuerdo con la Tabla 1.2, para cada FIS (SIF) operando en modo bajo demanda.

Tabla 1.2 Niveles de Integridad de seguridad: Probabilidad de falla bajo demanda.

<b>Modo de Operación demanda baja (En demanda)</b>		
Nivel de Integridad de Seguridad NIS (SIL)	Probabilidad de Falla Bajo Demanda Objetivo Promedio $PFD_{prom}$	Reducción de Riesgo Objetivo
3	$\geq 10^{-4}$ a $< 10^{-3}$	$> 1000$ a $\leq 10000$
2	$\geq 10^{-3}$ a $< 10^{-2}$	$> 100$ a $\leq 1000$
1	$\geq 10^{-2}$ a $< 10^{-1}$	$> 10$ a $\leq 100$

*Fuente: Norma de Referencia de Pemex 045*

Se debe soportar técnicamente bajo consideración, el usar varias funciones de menor NIS (SIL) para satisfacer la necesidad de una función de mayor nivel (utilizando un sistema con NIS (SIL) 2 y uno con NIS (SIL) 1 juntos para satisfacer la necesidad de una función con NIS (SIL) 3) siempre y cuando la reducción de riesgo alcanzada con dos o más FIS (SIF) es mayor o igual a la reducción de riesgo requerida por la FIS (SIF) con NIS (SIL) 3 (NRF-045-PEMEX, 2010).

#### **1.4.2.3. Especificación de los Requisitos de Seguridad del SIS para paro por emergencia**

Una vez determinado que se requiere un Sistema Instrumentado de Seguridad-SIS y establecido el NIS (SIL) objetivo para cada FIS, se necesita desarrollar y/o aplicar la Especificación de los Requisitos de Seguridad (ERS) del SIS, la cual, se debe expresar y

estructurar de tal modo que los requisitos sean claros, precisos, verificables, sostenibles, factibles y escritos de modo que puedan ser comprendidos y aplicados. Es necesario elaborar los diagramas de causa-efecto también conocidos como Matriz lógica de causa y efecto del SIS para documentar la ERS de un SIS. Estos diagramas se deben desarrollar y se deben usar para documentar los requisitos funcionales y de integridad. Los diagramas lógicos se deben usar además de los diagramas causa-efecto para funciones complejas y basadas en tiempo, así como para secuencias complejas que no pueden ser descritas fácilmente mediante un diagrama de causa-efecto (NRF-045-PEMEX, 2010).

#### **1.4.2.4. Diseño e ingeniería del equipo del SIS**

Esta fase del Ciclo de Vida de Seguridad se refiere al diseño de uno o más SIS para procesar la(s) FISs (SIFs) y cumplir con el o los NIS (SIL) objetivos. Se debe definir las características técnicas para la realización y mantenimiento bajo estándares de los Sistemas Instrumentados de Seguridad SIS.

Es necesario desarrollar un diseño conceptual del SIS para verificar que se cumpla con los requisitos de seguridad y de operación del NIS (SIL). Debe seleccionar una tecnología, configuración (arquitectura), intervalo de prueba conceptual, entre otros. Posteriormente debe proceder a la verificación cuantitativa para ver si el sistema propuesto cumple los requisitos de operación. El diseño de los SIS para sistemas de prevención como los Sistemas de Paro por Emergencia debe estar constituido por los siguientes elementos:

- Elementos primarios (Sensores)
- Resolvedor lógico
- Elementos finales
- Equipo “Hardware”, cuando aplique Programas “Software” adicionales requeridos para el correcto funcionamiento del SIS (NRF-045-PEMEX, 2010).

## 1.5. Análisis de Riesgo

La globalización en relación a la seguridad de los procesos puede ser definida como un proceso de integración internacional y un continuo progreso que abarca desde el intercambio a nivel mundial de puntos de vista, productos, ideas, conceptos, teorías, acercamientos, tecnologías etc., relacionados con la seguridad de procesos (JLPPI, 2013).

De acuerdo a la norma COMERI-144, la cual implica los lineamientos para realizar análisis de riesgos de proceso, análisis de riesgos de ductos y análisis de riesgos de seguridad física en instalaciones de Petróleos Mexicanos y sus organismos subsidiarios, se define a un análisis de riesgo como un conjunto de metodologías que consisten en la identificación, análisis y evaluación sistemática de la probabilidad de la ocurrencia de daños asociados a los factores externos (fenómenos naturales y sociales), fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de administración, teniendo la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias al personal, a la población, al ambiente, a la producción y/o a las instalaciones. Para esta norma, un análisis de riesgos de proceso se conforma de 6 etapas: Planeación y preparación, identificación de peligros y riesgos, análisis de consecuencias, estimación de frecuencias, caracterización y jerarquización de los riesgos e informe del análisis de riesgos de proceso (COMERI-144, 2010).

El riesgo puede ser definido como una combinación de peligro y la probabilidad de ocurrencia de peligros, en donde el peligro se define como el grado de daño a seres humanos, propiedad, sociedad o medio ambiente. En este contexto, el análisis de riesgo se puede definir como un ejercicio, que incluye tanto la determinación cualitativa y cuantitativa de riesgos y sus impactos multidimensionales (Faisal I. Khan S. A., *Techniques and methodologies for risk analysis in chemical process industries*, 1998).

Una amplia gama de métodos tales como la Lista de verificación, análisis “What if?”, Análisis de Modos de Falla y sus Efectos (AMFE), Análisis de Árbol de Fallas (FTA) y Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP) están disponibles para la realización de un análisis de riesgo de proceso (PHA). Cualquiera que sea el método elegido, el análisis de riesgo, por lo general, es realizado por un equipo de expertos, además, es una actividad costosa y laboriosa que

consume tiempo y requiere de conocimientos y experiencia especializada (Venkat Venkatasubramanian, 2000). A continuación se describen algunas de las metodologías más comunes empleadas en los análisis de riesgos son:

### ***Lista de Verificación (Checklist)***

Un análisis Lista de verificación usa una lista de puntos de un procedimiento para verificar el estado de un sistema. Las listas de verificación varían ampliamente su nivel de detalle y son frecuentemente usadas para indicar el cumplimiento con estándares y políticas. El Análisis Lista de verificación es fácil de usar y puede ser aplicado a cualquier etapa del tiempo de vida de un proceso. Las listas de verificación pueden ser usadas para familiarizar al personal inexperto con el proceso por comparación de los atributos del proceso con varios requerimientos de la lista de verificación. Las listas de verificación además proveen una base común para la revisión por parte de la dirección de las evaluaciones del analista de un proceso u operación. Las listas de verificación de peligros genéricas son frecuentemente combinadas con otras metodologías de evaluación de riesgos para evaluar situaciones peligrosas.

### ***¿Qué pasa si? (What if?)***

La metodología de análisis ¿Qué pasa si? tiene el enfoque de una lluvia de ideas en la cual el grupo multidisciplinario familiarizado con el proceso formula preguntas o manifiesta preocupaciones acerca de posibles eventos indeseados. Este análisis no es un proceso estructurado como algunas otras metodologías. En su lugar, este requiere que el analista adapte el concepto básico a la aplicación específica. Muy poca información se ha publicado acerca del método de Análisis ¿Qué pasa si? o de su aplicación. De cualquier forma, es frecuentemente utilizado por la industria en sus etapas tempranas o durante la vida de un proceso y tiene buena reputación entre aquellos especialistas que lo aplican.

### ***Análisis de Modos de Falla y sus Efectos (FMEA por sus siglas en inglés)***

Es un procedimiento sistemático para el análisis de sistemas e identificar su modo de fallas potenciales, sus causas y efectos en el desempeño del sistema (en el entorno inmediato del componente y el sistema o proceso en su conjunto) ya sea durante su diseño, construcción u



operación. Los análisis pueden iniciarse tan pronto como se defina suficientemente el sistema representado como un diagrama funcional de bloques donde se encuentra definido el desempeño de sus elementos. En algunas aplicaciones el FMEA también incluye una estimación de la probabilidad de ocurrencia de los modos de falla, de tal forma que con base en esto se pueden identificar las medidas para reducir la probabilidad de ocurrencia de los modos de falla y de esta forma reducir el riesgo.

### ***Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP)***

La metodología HAZOP (Hazard and Operability) es un método estructurado y sistemático para examinar un sistema con el objetivo de identificar peligros potenciales y problemas operativos, en particular para identificar las causas y sus implicaciones. El propósito principal de un estudio HAZOP es identificar y evaluar los peligros potenciales en un sistema, también, se puede emplear para identificar problemas de operabilidad, en particular perturbaciones operativas y desviaciones que pueden llevar a productos fuera de especificaciones. Esta metodología es un proceso creativo en el cual se identifican las desviaciones potenciales de un sistema, a partir de un rango de valores entre los que se espera se encuentre, de acuerdo al propósito del diseño, esas desviaciones se emplean como estímulos para que los analistas examinen las posibles causas y las consecuencias de cada desviación.

### ***Análisis de Árbol de Eventos (AAE)***

Un Árbol de Eventos gráficamente muestra los posibles resultados de un accidente a partir de un evento iniciador (la falla de un equipo específico o error humano), considera las respuestas de los sistemas de seguridad y de los operadores hacia el evento iniciador cuando se está determinando los resultados del accidente potencial. Los resultados del Análisis de Árboles de Eventos son secuencias de accidentes, que son un conjunto de fallas o errores que llevan a un accidente. Estos resultados describen los posibles resultados del accidente en términos de la secuencia de eventos (éxitos o fallas de las funciones de seguridad) que sigue un evento iniciador. Un Análisis de Árboles de Eventos es muy adecuado para analizar un proceso complejo que tiene varias capas de seguridad o procedimientos de emergencia para responder a específicos eventos iniciadores.

### *Análisis de árbol de fallas (AAF)*

El Análisis de Árboles de Fallas (AAF) es una metodología deductiva y sistemática para analizar la seguridad de sistemas complejos durante sus etapas de diseño, construcción y operación. El fundamento del AAF es representar fallas en sistemas mediante diagramas lógicos o Árboles de Fallas, algunas aplicaciones del AAF son las siguientes: Cuantificar la seguridad y confiabilidad de sistemas, localizar los puntos débiles de sistemas, determinar la mejor ubicación de sensores de diagnóstico, establecer políticas de inspección y mantenimiento, generar estrategias de localización de fallas y analizar accidentes (Petroleos Mexicanos, 2012).

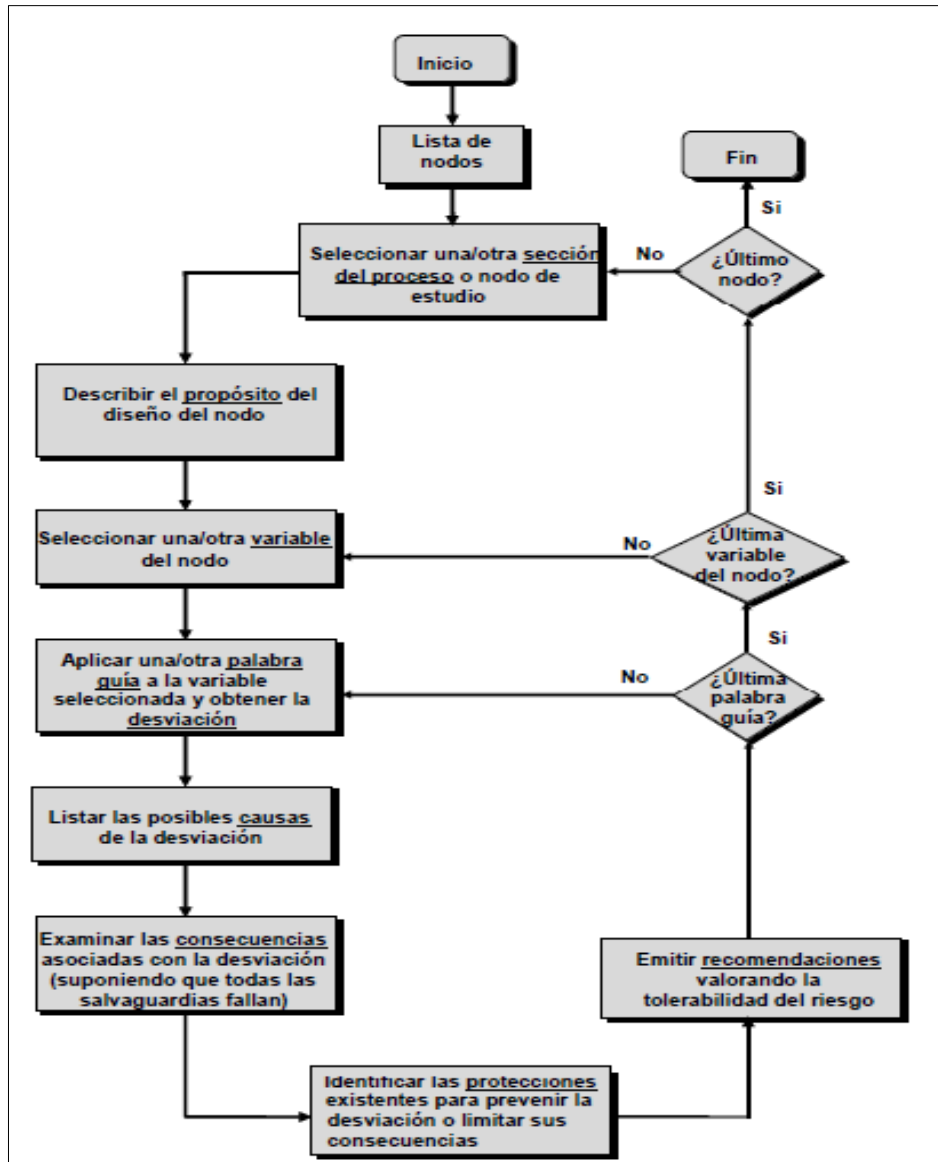
#### **1.5.1. Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP)**

El método de estudio HAZOP fue desarrollado por ICI (Imperial Chemical Industries) en la década de 1960 y su uso y desarrollo fue alentado por la guía de la Asociación de Industrias Químicas (CIA) publicada en 1977. Desde entonces, se ha convertido en la técnica de elección para muchos de los involucrados en el diseño de nuevos procesos y operaciones. Además de su fortaleza en la identificación de la seguridad, salud y riesgos ambientales, un estudio HAZOP también se puede utilizar para buscar potenciales problemas de funcionamiento. Como era de esperar, el método se ha aplicado de maneras diferentes dentro de la industria de procesos (Frank Crawley, 2015).

Un estudio de Peligros y Operabilidad es un método recomendado para la identificación de peligros y problemas que previenen la operación eficiente. Es una técnica que proporciona oportunidades para permitir al personal usar la imaginación libremente y pensar en todas las posibilidades en que un peligro o problemas operacionales puedan suceder, sin embargo, para reducir la oportunidad de algún aspecto faltante, se realiza de manera sistemática para cada parte del proceso y cada peligro considerado en turno (Kletz, 1999).

La metodología HAZOP es llevada a cabo mediante de la aplicación de una examinación formal, sistemática y crítica a los procesos e intención de diseño de los mismos. El potencial de los peligros o de los problemas de operación se evalúa, y se identifica el malfuncionamiento de los elementos individuales de los equipos y las consecuencias asociadas para el sistema. Esta examinación al diseño se estructura en base a un conjunto específico de parámetros y palabras guía, lo que asegura una cobertura completa de todos los problemas posibles (Nolan, 1994).

Existen diferentes formas de categorizar el procedimiento para llevar a cabo un estudio HAZOP, sin embargo, de acuerdo a la Guía Técnica para Realizar Análisis de Riesgo de Proceso de Petróleos Mexicanos, para poder analizar algún sistema o proceso mediante la técnica HAZOP, se muestra en la Figura 1.17 el protocolo de la metodología en que debe realizarse dicho estudio.

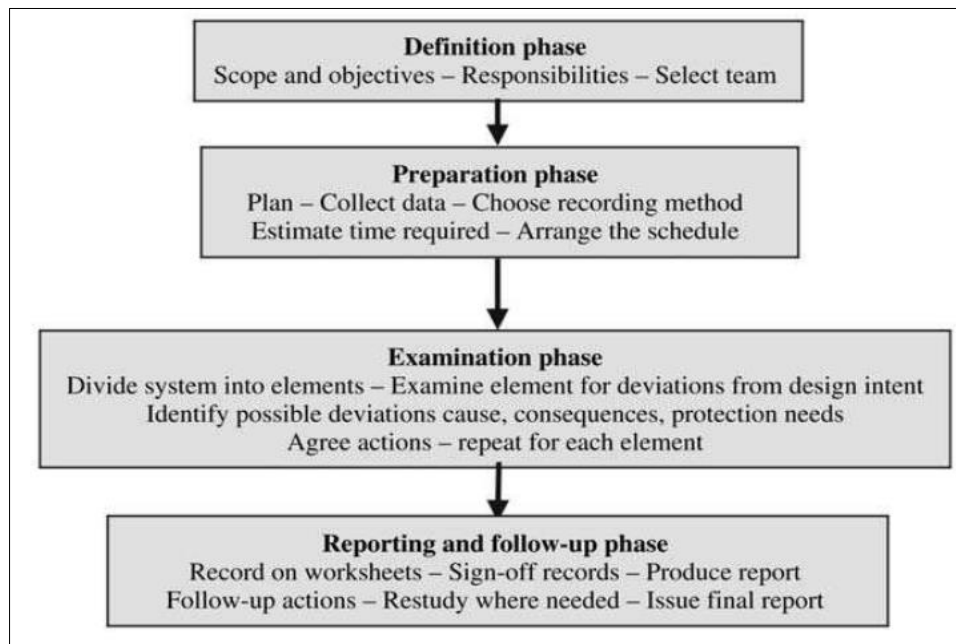


Fuente: Pemex-Guía Técnica para realizar análisis de riesgo de proceso (2012).

Figura 1.17 Protocolo de análisis para realizar un HAZOP.

En forma general, el estudio HAZOP tiene 4 principales funciones: Identificar las causas de todas las desviaciones o cambios de la intención de diseño, determinar todos los peligros y problemas de operación mayores asociados a las desviaciones, decidir si alguna acción es requerida para controlar el peligro y asegurarse que las acciones sean implementadas y documentadas (Nolan, 1994). De manera similar, existe una categorización básica para el

procedimiento de un análisis HAZOP formado por cuatro etapas como se muestra en la Figura 1.18 (Macdonald, 2004).



Fuente: Libro *Practical Hazops, trips and alarms* (2004).

Figura 1.18 Procedimiento de un análisis HAZOP.

### 1.6.1. Análisis de Capas de Protección (LOPA)

En un proceso químico típico, existen varias capas de protección dirigidas a reducir la frecuencia de las consecuencias no deseadas: el diseño del proceso, el sistema de control de proceso básico, sistemas instrumentados de seguridad, dispositivos pasivos (tales como diques y muros de contención), dispositivos activos (tales como válvulas de seguridad), intervención humana, etc. Una Capa de Protección Independiente es un accesorio, sistema, acción o equipo capaz de prevenir el desarrollo de un escenario con consecuencias no deseadas y que es independiente del evento iniciador y de otras capas de protección independientes, asociadas con el mismo escenario.

Existe mucha discusión entre los equipos de proyecto, analistas de riesgo, y la gestión sobre el número de capas y la fuerza de protección. Las decisiones se hacen a veces con argumentos

subjetivos, apelaciones emocionales, y en ocasiones simplemente por la intensidad o persistencia de un individuo. En LOPA, las capas de protección individuales propuestas o previstas se analizan para determinar su eficacia. Los efectos combinados de las capas de protección son posteriormente comparadas con los criterios de tolerancia al riesgo.

A finales de la década de los 80's el American Chemistry Council de la Chemical Manufacturers Association incorporó por primera vez el concepto de capas de protección. En 1993, el Center for Chemical Process Safety (CCPS) sugiere al Análisis de Capas de Protección (ACP o LOPA por sus siglas en inglés) como un método para determinar entre otras cosas, el nivel de integridad de una Función Instrumentada de Seguridad (FIS), surgiendo así los fundamentos para desarrollar los principios de LOPA, por varios autores, que en la actualidad son ampliamente utilizados para este objetivo. De esta manera, en la década de los 90's, diversas organizaciones privadas adaptaron sus propias guías para la aplicación de esta técnica. A finales de 1999, la norma IEC 61511 incorpora al Análisis de Capas de Protección, como una de las técnicas recomendadas para la determinación de SIL objetivo, convirtiéndose así en una las más difundidas y empleadas debido a la profundidad en el análisis y documentación detallada del mismo.

Una capa independiente de protección es una salvaguarda que puede prevenir la propagación de un escenario hacia una consecuencia de preocupación sin ser adversamente afectada, ya sea por el evento iniciador o por acción de alguna otra capa de protección en el mismo escenario. En la Figura 1.19 se muestra un esquema de la división general del concepto de las capas de protección dentro de un proceso o una planta (Willey, 2014).



Fuente: Adaptado del Artículo de Revista Layer of Protection, Ronald J. Willey (2014).

Figura 1.19 Capaz de protección dentro de una planta de proceso.

Esta técnica utiliza categorías clasificadas en orden de magnitud (10-1, 10-2, etc.) para el cálculo de la frecuencia del evento iniciador, así como de la severidad de las consecuencias y probabilidades de falla en demanda de las Capas de Protección Independientes (CPI o IPL por sus siglas en inglés). LOPA utiliza como entradas la información de los estudio de identificación de peligros, como el HAZOP, What-If?, Check-List o una combinación de ellos.

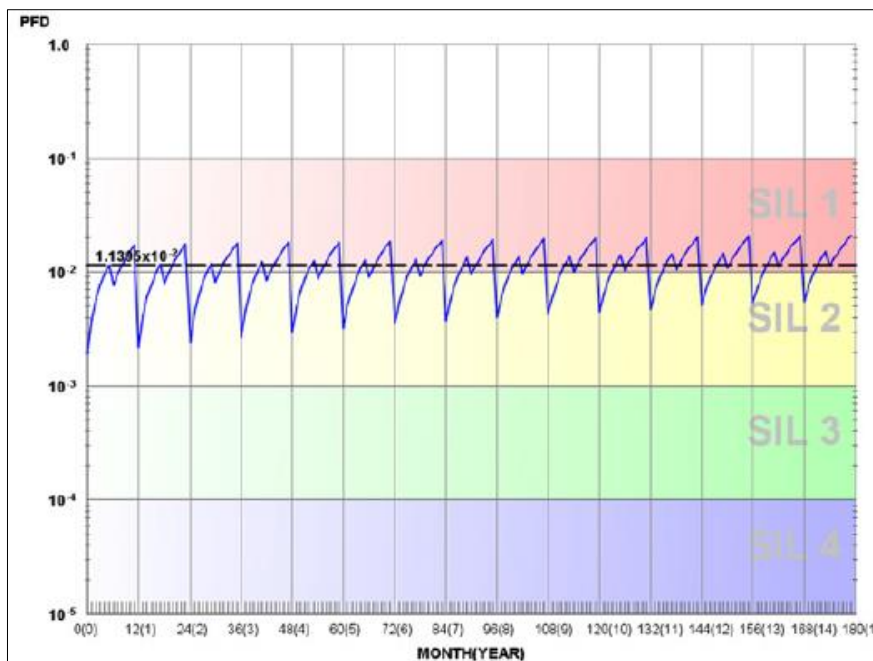
El poder identificar cuales salvaguardas, asociadas a un escenario, cuentan con los atributos para ser consideradas como capas independientes de protección, es fundamental en un LOPA, se parte del principio de que todas las CPI son salvaguardas, pero no todas las salvaguardas son CPI. Típicamente un estudio de identificación de peligros muestra una larga lista de “salvaguardas” pero no se evalúan sus propiedades de efectividad en la reducción del riesgo.

Un LOPA se aplica sobre un escenario con consecuencias no tolerables y que tengan una causa creíble. LOPA sólo analiza y evalúa escenarios que tienen un solo par causa-consecuencia. Se analiza qué salvaguardas (controles administrativos o de ingeniería), cumplen con la definición de capa independiente de protección, para luego estimar el riesgo del escenario. Los resultados obtenidos ayudan a decidir cuanta reducción adicional a un riesgo puede requerirse para alcanzar el nivel de riesgo tolerable de la organización (CCPS, 2001).

### 1.5.1. Interacción y aplicación entre HAZOP-LOPA-SIS

Con el aumento y el crecimiento de la complejidad en la industria química de procesos se ha hecho más difícil controlar los accidentes en las plantas químicas. Una de las causas ha sido la elaboración de análisis de riesgos incompletos y un mal manejo de estos. Para prevenir la ocurrencia de grandes accidentes se han implementado diferentes programas para el manejo de la seguridad de los procesos, sin embargo, existe poca información en la literatura acerca de la integración de metodologías de riesgo para facilitar el manejo de la misma.

Cui y col., 2012, desarrollaron un software llamado “HASILT” para el manejo del conocimiento en los análisis de riesgos en los procesos a través de una plataforma sencilla, en el cual combinan la integración de las técnicas HAZOP, análisis de capas de protección (LOPA), especificación y requerimientos de seguridad (SRS) y nivel integral de seguridad (SIL). Logrando con el uso de la plataforma del software facilitar el flujo de trabajo para identificar la validación del SIL como se muestra en la Figura 1.20 (ejemplo: tanque de almacenamiento de hexano), reducir costos, asegurar la consistencia de datos y el manejo del conocimiento.

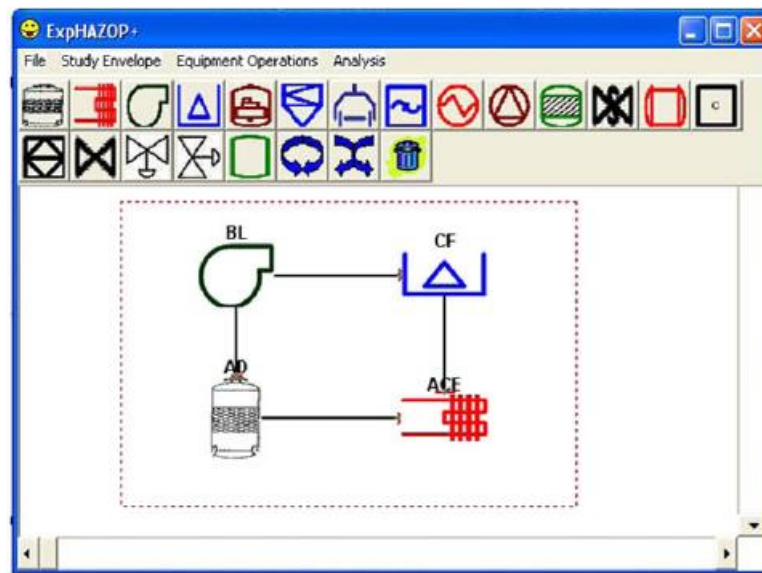


Fuente: Artículo “HASILT: An intelligent software platform for HAZOP, LOPA, SRS and SIL verification (2012).

Figura 1.20 Validación del SIL por medio del software HASILT.



También, Shibly Rahman, Faisal Khan, Brian Veitch y Paul Amyotte., 2009, desarrollaron ExpHAZOP, el cual es un sistema integrado con una interfase gráfica para el usuario ( ver Figura 1.21), con la finalidad de automatizar el manejo del análisis HAZOP y acelerar el proceso. Este sistema define la propagación de las desviaciones hacia todos los equipos involucrados corriente abajo, además permite al usuario actualizar los datos mientras el HAZOP está siendo desarrollado, en general, es fácil de usar y proporciona resultados en un reporte de formato estándar.



Fuente: Artículo "ExpHAZOP+: Knowledge-based expert system to conduct automated HAZOP analysis".

Figura 1.21 Interfase gráfica para el usuario en ExpHAZOP+.

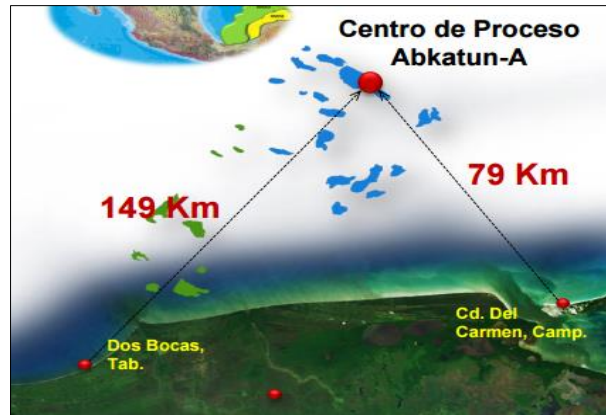
Ronny Dwi Noriyatia y col., 2015, realizaron un análisis de riesgo a un horno de azufre utilizado en la industria de los fertilizantes, mediante el uso del Análisis de Riesgo y Operabilidad (HAZOP) y la determinación del Nivel Integral de Seguridad (SIL). De la técnica HAZOP, obtuvieron 3 nodos (horno de azufre, caldera de recuperación de calor y un super-calentador de vapor) y un total de 11 instrumentos cayendo en desviaciones de alta y baja temperatura. Mientras que de la determinación del SIL, se obtuvo un nivel de 1 en el horno de azufre con una PFD de 0.021 y un FRR de 448.3, de igual manera se obtuvo un SIL de 1 para la caldera de recuperación de calor con una PFD de 0.0184 y un FRR de 54.32.

De la misma manera Robert W. Johnson, 2010, recomienda el uso de un análisis HAZOP/LOPA para extender los resultados no solo para determinar el requerimiento del SIL adecuado, sino para sumar todos los escenarios de riesgo de las unidades involucradas y mostrar el beneficio cuantitativo de implementar algunas medidas en la reducción de riesgo.

A pesar de las diferentes técnicas que se tienen para evaluar y analizar el riesgo en los procesos de manera cuantitativa o cualitativa, algunas no son útiles para conducir de manera correcta el análisis de riesgo en uno u otro aspecto. Por ejemplo, HAZOP es una técnica para la identificación y desarrollo de peligros de manera cualitativa mientras que un análisis del mayor accidente creíble (MCAA) es ampliamente usado para el análisis de consecuencias. Por este motivo, Faisal I. Khan y S. A. Abbasi mejoraron y fortalecieron algunas técnicas en la parte analítica y computacional de manera que brindaran una mayor capacidad de análisis a ciertos aspectos de la seguridad. Algunas de sus técnicas desarrolladas son: HIRA (Hazard identification and ranking), optHAZOP y TOPHAZOP, PROFAT (Probabilistic hazard assessment), MOSEC, HAZDIG Y DOMIFFECT (Consequence analysis) y MAXCRED (Rapid risk analysis) (Faisal I. Khan S. A., Techniques and methodologies for risk analysis in chemical, 1998).

## **1.7. Centro de Proceso Abkatun-A**

El centro de proceso Abkatun-A se encuentra en el Golfo de México, se encuentra ubicado aproximadamente a 79 kilómetros al noroeste de la Ciudad de Carmen, Campeche y a 149 km al Noreste del Puerto de Dos Bocas, Tabasco, como se aprecia en la Figura 1.22, en un tirante de agua promedio de 38 metros.



Fuente: adaptado de [www.pemex.com/saladeprensa](http://www.pemex.com/saladeprensa) (2015)

Figura 1.22 Localización del Centro de Proceso Abkatun-A.

El complejo de Abkatun-A es un centro de proceso en el cual se realizan diversas tareas como: Separación, bombeo, deshidratación y compresión. En este centro de proceso se cuenta con la capacidad de separar 380 MMbpd de aceite y 600 MMpcd aproximadamente, se bombean 750 MMbpd de aceite, se deshidratan 380 MMbpd y se comprimen 570 MMpcd.

El centro se caracteriza por tener una gran dimensión de infraestructura y una gran cantidad de ductos que confluyen, está compuesto por 7 plataformas enlazadas las cuales se encuentran enlazadas por puentes como se muestra en la Figura 1.23 (Pemex, PEP, 2015).



Fuente: adaptado de [www.pemex.com/saladeprensa](http://www.pemex.com/saladeprensa) (2015)

Figura 1.23 Plataformas del Centro de Proceso Abkatun-A.

### 1.7.1. Plataforma Abkatun-A Compresión

La plataforma Abkatún-A Compresión se encuentra localizada geográficamente al sur del Golfo de México en la Sonda de Campeche, a 120 km al noreste de la Terminal Marítima Dos Bocas y a 65 Km. al noroeste de Cd. Del Carmen, Campeche, con un tirante de agua de 35 m. La plataforma de Compresión (CA-ABK-A) tiene la capacidad de recibir y comprimir las corrientes de gas amargo de baja y alta presión proveniente de la plataforma de producción Temporal (PB-ABK-A) y también de los Centros de Proceso Abkatún-D por medio de la plataforma de Enlace (E-ABK-A). Estas corrientes de gas amargo ingresan a la plataforma a diferentes composiciones como se muestra en la tabla 1.3.

La compresión de gas amargo se realiza a través de los Módulos de compresión 1, 2 y 3, los cuales, tienen la finalidad de descargar a una presión final de 65 Kg/cm<sup>2</sup> hacia el gasoducto ABK-POL-ATASTA para su envío al Centro de Procesamiento y Distribución de gas Atasta, y hacia el Centro Operativo Abkatun-N1 (Filosofía de Operación, Pemex, 2015).

Tabla 1.3 Composición de las corrientes de alimentación a la plataforma Abkatun-A.

Componente	Alimentación General de Abkatun-A (% Mol)	Alimentación proveniente de Abkatun-D (% Mol)
CO <sub>2</sub>	3.3721	3.23
H <sub>2</sub> S	2.5135	2.15
Nitrógeno	1.2331	0.71
Metano	63.2292	76.19
Etano	10.8890	9.41
Propano	6.6541	4.25
i-Butano	1.1248	0.68
n-Butano	3.0947	1.44
i-Pentano	0.9220	0.43
n-Pentano	1.2259	0.51
Corte 1. C6	5.4996	0.00
Corte 2. Metil-Ciclo C5	0.2420	0.00
n-Hexano	0.00	0.29
n-Heptano	0.00	0.76
Total	100	100

Fuente: Pemex, Filosofía de Operación 2015

### 1.7.1.1. Succión de Gas Amargo

El gas amargo se recibe en Abkatún-A Compresión a una presión (Mín./Nor./Max.) de 4.3/5/5.8 kg/cm<sup>2</sup>, por medio de una línea de 36"Ø proveniente de la plataforma de Abkatún-A Enlace, en la que se reciben las corrientes de gas proveniente de la plataforma Abkatún Temporal y de los Centros de Proceso Pol-A, Abkatún-D.

El cabezal de alimentación de gas de alta presión de la plataforma de compresión conduce las corrientes de gas de alta presión hacia el cabezal de distribución de gas a los Slug Catcher de alta FA-4205 A/B/C, mostrados en la Figura 1.24, los cuales, están ubicados en el primer nivel +52 de la plataforma.



*Fuente: Filosofía de Operación, Abk-A Compresión, Pemex (2015)*

Figura 1.24 Separadores de gas amargo Slug Catcher en Abkatun-A Compresión.

En este cabezal antes de la distribución a los FA-4205 A/B/C, se tiene la válvula de corte SDV-4202 con la que se puede cortar la alimentación de esta corriente. Los Slug Catcher de alta presión eliminan las trazas de humedad del gas amargo con base en un tiempo de retención a una presión (Mín./Nor./Max.) 4.3/5/5.8 kg/cm<sup>2</sup> y una temperatura promedio de 45°C.

Los líquidos son desalojados de cada rectificador de a un cabezal común que los conduce al separador trifásico FA-4210 o al tanque desfogue de alta FA-4102, posteriormente a través de bombas son retornados a la segunda etapa del proceso de separación de la batería Abkatun-A Temporal, a través del cabezal general de 10"Ø.

El gas a la salida de los separadores FA-4205 A/B/C es enviado a través de tres líneas de 24"Ø de cada separador a la línea de 36"Ø, por la cual alimenta la línea de succión de módulos de compresión de gas de alta presión, a una presión (Mín./Nor./Max.) 4.3/5/5.8 kg/cm<sup>2</sup> .

La línea de 36"Ø cuenta con dos derivaciones una de 12"Ø y otra de 10"Ø, en las que se localizan en cada línea una válvula de control de presión; la función de la válvula es regular y/o enviar el gas al sistema de desfogue, al presentarse alta presión, ambas válvulas operan con control neumático (Filosofía de Operación, Pemex, 2015).

#### **1.7.1.2. Sistema de gas de descarga de módulos**

Se cuenta con la operación de los módulos de compresión 1, 2 y 3, donde cada uno de ellos descarga al cabezal principal a una presión (Mín./Nor./Max.) 60/65/70 Kg/cm<sup>2</sup> y temperatura (Mín./Nor./Max.) 40/45/58°C. El gas proveniente de los módulos de compresión pasa al separador FA-4208 donde se eliminan los posibles condensados de la corriente de gas proveniente de la descarga de los módulos.

La corriente de gas libre de condensados sale por la parte superior del recipiente y pasa a través del medidor de gas general de descarga de la plataforma tipo ultrasónico y un paquete de regulación de presión PCV-4501 el cual tiene la función de regular la presión dentro de plataforma para incorporar la corriente de gas de descarga al gasoducto ABKA-POL-ATASTA.

Se tiene la flexibilidad operativa de enviar gas al sistema de endulzamiento del Centro Operativo Abkatún-N1 por medio de un ducto de 16"Ø clave 162, el excedente del gas se envía en conjunto a la corriente de descarga de módulos proveniente del Centro de Proceso Abkatún-D, se envía hacia el CPTG Atasta por medio del gasoducto de 36"Ø clave 076/77, ambas corrientes son enviadas con una presión promedio de 65 kg/cm<sup>2</sup>.

Los líquidos del separador FA-4208 son enviados por medio de una línea de 4"Ø hacia el cabezal de condensados de alta, el nivel del tanque es controlado mediante el transmisor de nivel LT-4208 el cual envía la señal a la válvula de control de nivel LCV-4208 a un punto de ajuste del 20%, además cuenta con los interruptores de alto nivel LSH-4208 (25%) y bajo nivel LSL-4208 (10% nivel) (Filosofía de Operación, Pemex, 2015).

### **1.7.1.3. Envío de gas amargo a Abkatún-N1**

El envío de gas amargo a Abkatún-N1 se alimenta normalmente de la descarga de los módulos de compresión de Abkatun-D en Abkatun-A Compresión, la cual, se interconecta al ducto de 16"Ø hacia Abkatún-N1 con una presión normal de operación de 68.5 Kg/cm<sup>2</sup>.

Además, se cuenta con la flexibilidad operativa de alimentar esta corriente con el gas proveniente de la descarga general de los módulos de Abkatun-A Compresión, mediante la interconexión ubicada antes de realizar la medición general de gas enviado a CPTG Atasta, también, la corriente de gas enviado al Centro Operativo Abkatun-N1 cuenta con un paquete de medición de gas tipo ultrasónico (Filosofía de Operación, Pemex, 2015).

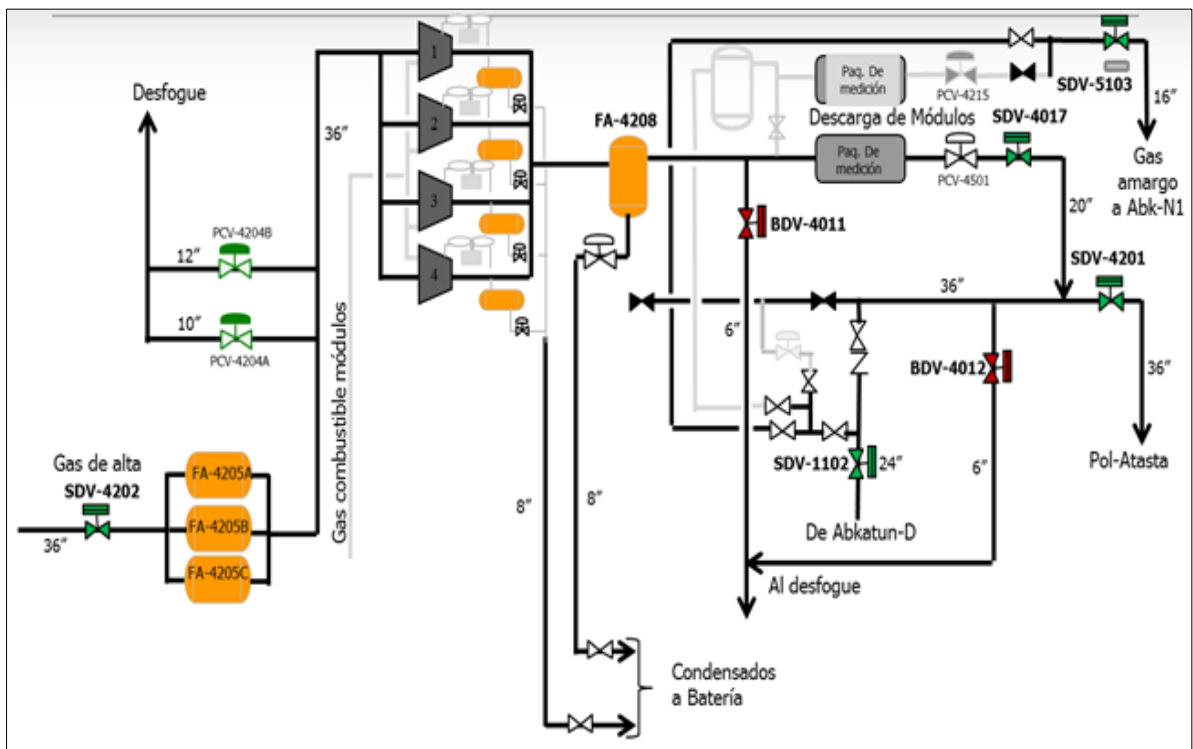
### **1.7.1.4. Sistema de Paro Por Emergencia**

Usualmente un Sistema de Paro Por Emergencia completo se compone de muchos elementos empezando por sensores de campo, solucionadores lógicos y por último elementos finales de campo. Un SPPE por su naturaleza debe ser a prueba de fallas. Es decir, en caso de una falla en cualquiera de sus operaciones, con el fin de salvaguardar la vida humana, los bienes y el medio ambiente, debe parar la planta que controla (Dragffy, 1998).

Cuando un análisis de riesgo de proceso ha demostrado que los niveles de riesgo o peligro son inaceptables, los sistemas de reducción de riesgo deben ser reforzados o sistemas adicionales deben ser añadidos para reducir la consecuencia y la frecuencia del evento de impacto. Cuando se requiere un sistema de protección adicional, muy a menudo es seleccionado un Sistema de Paro Por Emergencia (Dallas L. Green, 1995). Un sistema de paro por emergencia (SPPE) está compuesto por instrumentación de campo, válvulas de campo, tableros de control

local de válvulas (botoneras) y un Controlador Lógico Programable para aplicaciones de seguridad (PLC-SIS), todo ello comprende un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) (PEP Region Marina Suroeste, 2015).

En el sistema de paro por emergencia de la plataforma Abkatun-A compresión mostrado en la Figura 1.25 están incluidas las válvulas de flujo normal de los ductos de llegada y salida, así como las válvulas en las corrientes de gas, descarga general de módulos, gas combustible y válvulas de venteo. Este sistema operará de manera automática, a través de un sistema de control, dispositivos transmisores de presión en campo y elementos finales de control para el cierre de las válvulas de llegada y salidas de la plataforma de compresión.



Fuente: Adaptado de PEP, Filosofía de Operación del SPPE de Abkatun-A

Figura 1.25 Esquema representativo del SPPE de la plataforma Abkatun-A Compresión.

El SIS de la plataforma integra las señales de los distintos instrumentos en campo, así como de las válvulas SDV (Shutdown Valve) y BDV (Blowdown Valve) y es el encargado de realizar las tareas de monitoreo por medio de instrumentación en campo y accionamiento de válvulas



SDV y BDV. La tarea del SIS consiste en vigilar ciertas condiciones de operación del proceso, el SIS supervisa y acciona las válvulas SDV, BDV o relevador de seguridad en caso de ser necesario, con el fin de evitar eventos que pudiera poner en una situación de riesgo la integridad de las instalaciones, el personal y el medio ambiente.

Además, el Sistema de Paro Por Emergencia tiene la capacidad de recibir una señal de fuego confirmado por el Sistema de Gas y Fuego de la instalación, en el PLC-SIS, con lo cual inicia la secuencia de paro por emergencia de despresurizado, enviando una señal de cierre a las válvulas SDV, paro de equipos y de apertura a las BDV, las cuales tienen la función de despresurizar los sistemas del proceso llevándolos a una condición segura. Los puntos de disparo de las válvulas de corte de la plataforma Abkatun-A Compresión se muestran en la tabla 1.4.

Tabla 1.4 Puntos de disparo de las válvulas de corte (SDV) en el SPPE.

<b>Válvula de Corte</b>	<b>Disparo de Alta-Alta Presión</b>	<b>Disparo de Baja-Baja Presión</b>
SDV-4202 A/B	6.8 kg/cm <sup>2</sup>	3.5 kg/cm <sup>2</sup>
SDV-4017 A/B	75 kg/cm <sup>2</sup>	51 kg/cm <sup>2</sup>
SDV-4201 A/B	75 kg/cm <sup>2</sup>	34 kg/cm <sup>2</sup>
SDV-1102 A/B	76 kg/cm <sup>2</sup>	51 kg/cm <sup>2</sup>
SDV-5103 A/B	75 kg/cm <sup>2</sup>	59.5 kg/cm <sup>2</sup>

*Fuente: Adaptado de PEP, Filosofía de Operación del SPPE de Abkatun-A*

Además de las válvulas de paro por emergencia (SDV) se cuenta con válvulas de desfogue de emergencia (BDV), las cuales servirán para despresurizar los sistemas de proceso a condición segura liberando el inventario de material combustible, estas válvulas se encontrarán cerradas en su operación normal y al recibir la señal del SG&F por fuego confirmado se enviara un comando al SPPE y las BDVs abrirán para desfogar el gas hasta reducir la presión en el sistema a un valor del 50% respecto a la presión de diseño de los sistemas de proceso en un lapso no mayor a 15 minutos (PEP Region Marina Suroeste, 2015).

## **CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA**

### **2.2. Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional.**

Como parte del ciclo de vida de seguridad funcional de un sistema instrumentado de seguridad, una de las fases de desarrollo es determinar el Nivel de Integridad de Seguridad requerido para las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) y asociar este valor a un nivel discreto de probabilidad de falla denominado Nivel de Integridad de Seguridad (SIL) objetivo. Una de las metodologías más eficaces para evaluar la efectividad de las salvaguardas o protecciones en un sistema de ingeniería es el análisis de capas de protección (ACP o LOPA por sus siglas en inglés), mediante la cual se evalúan las propiedades de cada salvaguarda para determinar si son Capas de Protección Independientes (CPI) y por tanto contribuyen al abatimiento del nivel de riesgo de un escenario en particular (CCPS, 2001).

Tradicionalmente HAZOP y LOPA son dos sesiones diferentes de metodologías que producen dos bases de datos únicas y diferentes. Existe una tendencia creciente en más y más compañías acerca de la integración de HAZOP/LOPA con la finalidad de ahorrar tiempo, reducir costos y mantener la continuidad de los integrantes de un equipo. Además, con la finalidad de mejorar la eficiencia de estas técnicas se han desarrollado algunos softwares actualmente (Lin Cui, 2012).

Para este proyecto el análisis de determinación de NIS (SIL) se desarrolló teniendo como base el Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP, por sus siglas en inglés) y posteriormente utilizando la metodología LOPA. Este trabajo se llevó a cabo basándose en la Norma de Referencia de Pemex (NRF-045-PEMEX-2010) “Determinación del Nivel de Integridad de Seguridad de los Sistemas Instrumentados de Seguridad” y en el libro conceptual Layer of Protection Analysis. Simplified Process Risk Assessment, AICHE, CCPs, New York, 2001.

### 2.2.1. Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP)

La técnica Estudio de Riesgos y Operabilidad (HAZOP) fue desarrollada con el propósito de identificar y evaluar peligros referentes a la seguridad en una planta de proceso e identificar problemas de operabilidad, aunque no peligrosos, pudieran comprometer la habilidad de la planta para alcanzar la productividad diseñada (Center for Chemical Process Safety, 1995).

Existen muchos métodos para el análisis de riesgos recomendados en los estándares OSHA (Administración de Seguridad y Salud Ocupacional), incluidos el análisis HAZOP, análisis ¿Qué pasa si?/Lista de verificación, análisis de árbol de fallas (FTA), análisis de modo de falla y efecto (FMEA). Entre ellos el estudio HAZOP ha sido reconocido como el mejor método de riesgo en la práctica en la industria química de proceso, debido a que es un método de análisis completo y holístico (Lin Cui, 2012).

Arthur M. Dowell III Y Tom R. Williams han reportado que la técnica LOPA es una herramienta efectiva para determinar si existen suficientes salvaguardas y suficiente reducción de riesgo para alcanzar el criterio de riesgo tolerable para escenarios desarrollados a partir de la información generada de un análisis de riesgo de proceso (Arthur M. Dowell, 2005).

El desarrollo del estudio HAZOP presentado en este trabajo se realizó en base a la guía sugerida por el Centro de Seguridad en Procesos Químicos (CCPs) del American Institute of Chemical Engineers (AIChE) publicada bajo el título de Guidelines for Hazard Evaluation Procedures.

El procedimiento para desarrollar la metodología HAZOP en este análisis fue el siguiente:

1. **Selección de nodos de estudio.**- Fue necesario dividir el proceso de compresión de la plataforma Abkatun-A Compresión en nodos de estudio, esto se determinó con base a las diferentes etapas de operación del proceso y a los diagramas de tubería e instrumentación que conforman el proceso. Los nodos seleccionados para este estudio fueron los siguientes:

- Nodo 1. Cabezal General de Succión de Módulos y Slug Catcher.
- Nodo 2. Descarga General de Módulos de Compresión hacia Atasta.

- Nodo 3. Línea de envío de gas amargo de Abkatun-D a Abkatun-N1.
2. **Establecer la intención de diseño de los equipos o nodos.**- En esta etapa se incluye una descripción del diseño y operación normal en cada nodo en estudio, así como funciones de nodo, composiciones del proceso y rangos de valores numéricos de todos los parámetros de importancia, el hecho de que la instalación funcione fuera de la capacidad de su intención de diseño significaría un riesgo potencial. La descripción del proceso o nodos de estudio se observa en el capítulo anterior de este trabajo, en donde se describe la intención de diseño y la operación de la plataforma Abkatun-A Compresión.
  3. **Selección de palabras guía.**- En esta fase se seleccionaron una serie de palabras guía en combinación con variables o parámetros del proceso para desarrollar las desviaciones en los nodos de estudio. Es necesario aplicar y revisar todas las palabras guía con cada variable y parámetro dentro del nodo para de esta forma ir cubriendo las desviaciones de la seguridad del proceso. Las palabras guía y variables o parámetros utilizados en el análisis para cada nodo se muestran en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Desviaciones analizadas en los nodos de estudio.

<b>Nodo 1</b>	<b>Nodo 2</b>	<b>Nodo 3</b>
<b>Desviación</b>	<b>Desviación</b>	<b>Desviación</b>
1. Mayor Presión	1. Mayor Presión	1. Mayor Presión
2. Menor Presión	2. Menor Presión	2. Menor Presión
3. Más Flujo	3. Más Flujo	3. Más Flujo
4. Menos Flujo	4. Menos Flujo	4. Menos Flujo
5. Mayor Nivel	5. Mayor Nivel	5. Mayor Temperatura
6. Menor Nivel	6. Menor Nivel	6. Menor Temperatura
7. Mayor Temperatura	7. Mayor Temperatura	7. Fuga/Ruptura
8. Menor Temperatura	8. Menor Temperatura	
9. Fuga/Ruptura	9. Fuga/Ruptura	

4. ***Evaluación de las consecuencias posibles.***- Una vez aplicadas las palabras guías con las variables o parámetros seleccionados se identificaron las consecuencias que pudieran ocasionar las desviaciones. Un ejemplo de la aplicación de una palabra guía y una variable en este proyecto es “Mayor Presión”, una mayor presión en el nodo 1 (Cabezal general de succión de módulos y slug catcher) puede conducir a las siguientes consecuencias:

- Posible fuga o ruptura en uniones bridadas.
- Incendio y explosión con afectaciones en el área aledaña y obstrucción de la salida de evacuación.
- Atmosfera inflamable y tóxica en el segundo nivel de la plataforma.

5. ***Listar las causas.***- Durante esta etapa de la metodología se seleccionaron las causas que originaron las desviaciones listadas. Para el ejemplo de la desviación de “mayor presión”, se observó que causas originan la desviación, y que pueden desencadenar las consecuencias identificadas, fueron las siguientes:

Incremento del volumen de gas recibido de otros centros de proceso.

- Disparo de módulos de compresión de Abkatun-A Compresión.
- Falla de PCV-4204A/B estando una en operación manual y la otra en libranza combinado con un incremento de gas recibido.
- Error humano por bloqueo incorrecto de un slug catcher para sacarlo de operación ocasionando que deje fuera de operación dos slug catcher.

6. ***Listar las salvaguardas existentes.***- Después de haber realizado la identificación de la causas de la desviaciones, se identificaron las salvaguardas existentes (sistemas de ingeniería o controles administrativos) diseñadas para prevenir las causas o mitigar las consecuencias de las desviaciones. Las salvaguardas identificadas en el ejemplo de la desviación de “mayor presión” fueron las siguientes:

- 1. PCV-4204A
- 2. PCV-4204B

- 3. PSV-4205A1/A2
- 4. PSV-4205B1/B2
- 5. PSV-4205C1/C2
- 6. SDV-4202
- 7. Sistema de aspersión de agua contra incendio en el FA-4205A/B/C

7. **Realizar y considerar las recomendaciones.**- En esta etapa se realizaron las recomendaciones necesarias para prevenir las desviaciones o mitigar las consecuencias. Las recomendaciones realizadas ante las desviaciones identificadas durante el análisis HAZOP se encuentran en el capítulo de resultados.

8. **Establecer siguiente desviación.**- Una vez que se ha realizado la recomendación para cada desviación analizada, se debe verificar si existe alguna otra palabra guía pendiente de aplicar a la variable o parámetro, de no ser así se prosigue con la aplicación de otra palabra guía para la misma variable o parámetro. Una vez terminado la aplicación de las palabras guías hacia una variable o parámetro se puede cambiar a la siguiente variable.

9. **Análisis de un nuevo nodo.**- Una vez que concluido el análisis y aplicación de todas las palabras guía dentro de las variables o parámetros establecidos de un nodo, es posible cambiar al siguiente. Al llegar al final de los nodos estudiados, el procedimiento de la metodología HAZOP concluye.

Una vez analizados los nodos se realizaron las ponderaciones de la frecuencia “F” y de la consecuencia “C”, como apoyo para cuantificar el riesgo de cada una de las desviaciones analizadas. La ponderación de la frecuencia se muestra en la Tabla 2.2, donde se asigna un valor numérico desde 1 hasta 6 para la desviación (escenario) dependiendo de cuantas veces ha ocurrido o bien cuantas veces puede ocurrir.

Tabla 2.2 Categorización de frecuencias de Pemex.

Clasificación	Categoría	Descripción	Frecuencia/año
F6	Muy Frecuente	Ocurre una o más veces en un año	$\geq 1.0 (\geq 1 \times 10^0)$
F5	Frecuente	Ocurre una o más veces en un periodo mayor a 1 año y hasta 5 años	$> 0.2 \text{ a } \leq 1.0$ ( $> 2 \times 10^{-1} \text{ a } \leq 1 \times 10^0$ )
F4	Poco Frecuente	Ocurre una o más veces en un periodo mayor a 5 años y hasta 10 años	$> 0.1 \text{ a } \leq 0.2$ ( $> 1 \times 10^{-1} \text{ a } \leq 2 \times 10^{-1}$ )
F3	Raro	Ocurre una o más veces en un periodo mayor a 10 años	$> 0.01 \text{ a } \leq 0.1$ ( $> 1 \times 10^{-2} \text{ a } \leq 1 \times 10^{-1}$ )
F2	Muy Raro	Puede ocurrir solamente una vez en la vida útil de la instalación	$> 0.001 \text{ a } \leq 0.01$ ( $> 1 \times 10^{-3} \text{ a } \leq 1 \times 10^{-2}$ )
F1	Extremadamente Raro	Es posible que ocurra, pero que a la fecha no existe ningún registro.	$> 0.0001 \text{ a } \leq 0.001$ ( $> 1 \times 10^{-4} \text{ a } \leq 1 \times 10^{-3}$ )

Fuente: Pemex, Guía Operativa para realizar Análisis de Riesgos GO-SS-TC-0002-2015.

Asimismo, fue necesario ponderar la consecuencia “C”, la cual es la severidad de la lesión o de la pérdida física, funcional o monetaria que puede resultar si se pierde el control de un riesgo. En la Tabla 2.3 se presentan los valores numéricos que se le asignan a este factor de la magnitud de riesgo en función de la magnitud de las consecuencias esperadas.

Tabla 2.3 Clasificación por categorías de consecuencias.

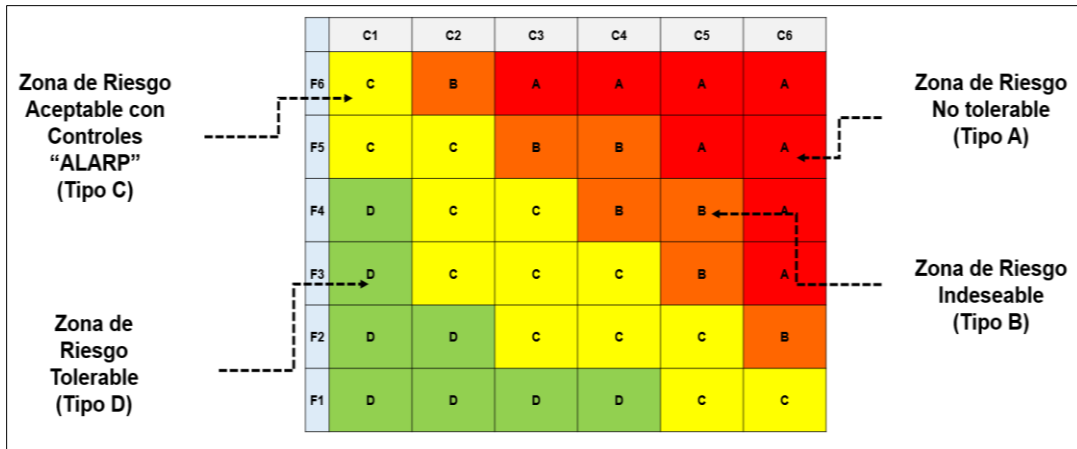
Categoría de consecuencia	Daños al personal	Efecto en la población	Impacto Ambiental	Pérdida de producción (USD)	Daños a la instalación (USD)
6 (Catastrófico)	Lesiones o daños físicos que puedan generar más de 10 fatalidades.	Lesiones o daños físicos que puedan generar más de 30 fatalidades.	Se presentan fugas y/o derrames con efectos fuera de los límites de la instalación. El control implica acciones mayores a 1 semana.	$> 500'000,000$	$> 500'000,000$
5 (Mayor)	Lesiones o daños físicos que puedan generar de 2 a 10 fatalidades.	Lesiones o daños físicos que puedan generar de 6 a 30 fatalidades.	Se presentan fugas y/o derrames con efectos fuera de los límites de la instalación. El control implica acciones de 1 día	$> 50'000,000$ a $500'000,000$	$> 50'000,000$ a $500'000,000$

			hasta 1 semana.		
4 (Grave)	Lesiones o daños físicos que puedan generar incapacidad permanente o una fatalidad.	Lesiones o daños físicos mayores que generan de 1 a 5 fatalidades. Evento que requiere hospitalización.	Se presentan fugas y/o derrames con efectos fuera de los límites de la instalación. El control implica acciones que llevan hasta 24 hrs.	> 5'000,000 a 50'000,000	> 5'000,000 a 50'000,000
3 (Moderado)	Lesiones o daños físicos que requieren atención médica que pueda generar una incapacidad.	Ruidos, olores e impacto visual que se pueden detectar fuera de los límites de la instalación y/o derecho de vía. Se requieren acciones de evacuación y existe la posibilidad de lesiones o daños físicos	Se presentan fugas y/o derrames evidentes al interior de la instalación. El control implica acciones que lleven hasta 1 hora.	>500,000 a 5'000,000	>500,000 a 5'000,000
2 (Menor)	Lesiones o daños físicos que requieren primeros auxilios y/o atención médica.	Ruidos, olores e impacto visual que se pueden detectar fuera de los límites de la instalación y/o derecho de vía con posibilidades de evacuación.	Fugas y/o derrames solamente perceptibles al interior de la instalación, el control inmediato.	>50,000 a 500,000	>50,000 a 500,000
1 (Despreciable)	No se esperan lesiones o daños físicos.	No se esperan impactos, lesiones o daños físicos.	No se esperan fugas, derrames y/o emisiones por arriba de los límites establecidos.	<50,000	<50,000

*Fuente: Pemex, Guía Operativa para realizar Análisis de Riesgos GO-SS-TC-0002-2015.*

La ponderación asignada para la frecuencia y la severidad de las consecuencias (reflejada en daños al personal, efecto en la población, impacto ambiental, pérdida de producción y daños a la instalación) se representaron esquemáticamente en las matrices de riesgo. En ellas se indican las áreas o regiones del riesgo jerarquizado (No tolerable, Indeseable, ALARP y Tolerable) y dentro de éstas se ubican las desviaciones (escenarios) identificadas en el HAZOP, tal y como se muestra en la Figura 2.1.





Fuente: Pemex, Guía Operativa para realizar Análisis de Riesgos GO-SS-TC-0002-2015.

Figura 2.1 Matrices de riesgo de Pemex

### Riesgo No Tolerable (Tipo A)

El riesgo requiere que se implementen acciones inmediatas temporales y permanentes. Un riesgo tipo "A" representa una situación de riesgo no tolerable y deben establecerse Controles Temporales Inmediatos si se requiere continuar operando. Se debe realizar una administración de riesgos temporal y permanente por medio de ingeniería y/o factores humanos hasta reducirlo a Tipo "C".

La conclusión de las acciones correctivas y preventivas "Temporales" no deben ser mayores a 30 días naturales y la de las acciones correctivas y preventivas "Permanentes" no deben ser mayores a 90 días naturales después de entregar sus Programas de Acciones. El plazo de 90 días puede incrementarse siempre y cuando la atención del programa de acciones correctivas y preventivas "permanentes" lo justifique.

### Riesgo Indeseable (Tipo B)

El riesgo requiere que se implementen acciones inmediatas permanentes. Un riesgo tipo "B" representa una situación de riesgo indeseable y deben establecerse controles permanentes inmediatos. Se debe realizar una administración de riesgo permanente por medio de controles

de ingeniería y/o factores humanos permanentes hasta reducirlo a tipo “C”, y en el mejor de los casos hasta riesgo tipo “D”.

El tiempo de conclusión de las acciones correctivas y preventivas permanentes no debe ser mayor a 180 días naturales después de entregar el programa de acciones correctivas permanentes. Si la solución requiere de un plazo mayor, se deben establecer controles temporales inmediatos, los cuales deben atenderse en un plazo no mayor a 30 días naturales después de entregar el programa de acciones correctivas y preventivas permanentes. La atención de estos riesgos no se determina en función de un análisis de costo beneficio.

### **Riesgo Aceptable con Controles (Tipo C)**

El riesgo es significativo, pero se puede gestionar con controles administrativos. Un riesgo tipo “C” representa una situación de riesgo aceptable siempre y cuando se establezcan controles permanentes.

Las acciones correctivas y preventivas permanentes que se definan para atender estos hallazgos deben darse en un plazo no mayor a 180 días. La administración de un riesgo tipo “C” debe enfocarse en la disciplina operativa y en la confiabilidad de las diferentes capas de seguridad y/o sistemas de protección. La prioridad de su atención para reducirlos a riesgos tipo “D” debe estar en función de un análisis costo beneficio de las acciones correctivas y preventivas establecidas para dar atención a las recomendaciones emitidas para administrar los riesgos identificados.

### **Riesgo Tolerable (Tipo D)**

El riesgo no requiere de acciones correctivas y preventivas adicionales, es de bajo impacto. Un riesgo tipo “D” representa una situación de riesgo tolerable. Se debe continuar con los programas de trabajo para mantener la integridad de las capas de protección.

La metodología para el análisis HAZOP se encuentra desarrollada en el Anexo II, donde se representan los escenarios identificados así como la categorización de su frecuencia y consecuencia en todos los nodos analizados.

### **2.2.2. Análisis de las Capas de Protección**

Las prácticas mundiales para el desarrollo de procesos e instalaciones de manejo de hidrocarburos, se han orientado a realizar diseños inherentemente más seguros tomando como base y como herramienta principal en la mayoría de los casos hacia los Análisis de las Capas de Protección (LOPA) así como la Seguridad Funcional (Pemex, GO-SS-TC-0002-2015, 2015). Un análisis de las capas de protección (LOPA) es típicamente aplicado después de una evaluación cualitativa del riesgo, usando escenarios previamente identificados. Sin embargo, LOPA también puede ser aplicado cuando se cree que un escenario de riesgo es muy complejo para juzgarse razonablemente usando únicamente un criterio cualitativo (CCPS, 2001).

En este proyecto se realizó el análisis de las capas de protección de acuerdo a la metodología usada por el Center for Chemical Process Safety (CCPS) de la American Institute of Chemical Engineers (AIChE), debido a la importancia de esta institución a nivel mundial, la cual lleva más de 40 años desarrollando y estableciendo programas para encarar la necesidad de tecnología y sistemas administrativos en la seguridad de los procesos y así reducir la exposición de los peligros al ambiente, el público, el personal y las instalaciones.

Para tener una mejor claridad en el desarrollo de la metodología empleada para el análisis de las capas de protección, para este trabajo se tomará como ejemplo un solo escenario en la explicación de la metodología empleada, sin embargo el desarrollo completo se encuentra en el Anexo I. A continuación se indican las etapas del LOPA desarrolladas para este trabajo:

1. **Identificación de la consecuencia de los escenarios.**- En esta primera etapa, para llevar a cabo un análisis LOPA, fue necesario identificar las consecuencias de cada escenario de riesgo, cabe mencionar que estos escenarios fueron previamente identificados con el

uso de la técnica cualitativa para la identificación de peligros HAZOP. Las consecuencias identificadas en el primer escenario fueron:

- Posible fuga o ruptura en uniones bridadas.
- Incendio y explosión con afectaciones en el área aledaña y obstrucción de la ruta de evacuación.
- Atmósfera inflamable y tóxica en el segundo nivel.

Una vez identificadas las consecuencias, se determina la severidad de la consecuencia y frecuencia, en este caso, para el proyecto se utilizaron los datos de consecuencia obtenidos durante la categorización de los riesgos en el análisis HAZOP, sin embargo, es necesario que la selección de estas categorías durante LOPA son independientes, es decir, pueden seleccionarse con base a metodologías cualitativas o a criterios específicos del personal o la compañía llevando a cabo este análisis, además, la división de la afectación de la consecuencia hacia el personal, medio ambiente, producción e instalación es decisión del responsable del análisis. La severidad para estas consecuencias fueron las siguientes:

- Posible fuga o ruptura en uniones bridadas.  
(Personal = 5, Ambiente = 4, Producción = 3, Instalación = 1).
- Incendio y explosión con afectaciones en el área aledaña y obstrucción de la ruta de evacuación.  
(Personal = 5, Ambiente = 5, Producción = 4, Instalación = 4).
- Atmósfera inflamable y tóxica en el segundo nivel.  
(Personal = 4, Ambiente = 3, Producción = 1, Instalación = 1).

2. **Selección de un escenario de accidente.**- Se utilizó un solo escenario a la vez, es decir, fue necesario seleccionar una sola consecuencia a la vez para un análisis independiente, ya que la metodología de LOPA describe únicamente un par causa-consecuencia. Para este caso se seleccionó el primer escenario de:

- Posible fuga o ruptura en uniones bridadas.

3. **Selección del evento iniciador (causa de la consecuencia) y determinación de la frecuencia del evento iniciador (eventos por año).**- El evento iniciador debe guiar hacia la consecuencia dado la falla de todas las salvaguardas. Para este caso, el evento que guía hacia la consecuencia de posible fuga o ruptura en uniones bridadas es la siguiente:

- Incremento del volumen de gas recibido de otros centro de procesos.

Posteriormente es necesario determinar la frecuencia del evento iniciador, en la Tabla 2.4 se muestran las frecuencias de ocurrencia de eventos iniciadores tomada de Layer of Protection Analysis, CCPS-AIChE, la cual es una recopilación y análisis de diversas fuentes de datos de falla a nivel mundial (CCPS, 2001).

Tabla 2.4 Frecuencia de eventos iniciadores.

Causa Iniciadora	Frecuencia de Falla (Eventos por año)
Falla de lazo instrumentado del SCBP (incluye todos los componentes del lazo)	$1 \times 10^{-1}$
Falla de regulador	$1 \times 10^{-1}$
Falla de Equipo Fijo (por ejemplo falla de tubos del intercambiador)	$1 \times 10^{-2}$
Bombas y otro Equipo Rotatorio – Involucra paro o ineficiencia del equipo causando que el equipo se desempeñe muy por debajo de su capacidad de diseño. No incluye falla de la carcasa del equipo.	$1 \times 10^{-1}$
Falla de Acoplamiento (impulsor primario de la bomba/compresor)	$1 \times 10^{-3}$
Falla de Agua de Enfriamiento (bombas redundantes, drivers diversos)	$1 \times 10^{-1}$
Pérdida de energía (Fuentes de energía redundantes)	$1 \times 10^{-1}$
Error Humano – (Actividad Rutinaria – se asume bien entrenado, no estresado, no fatigado, ver 6.5.2), Oportunidad Una vez al Día)	$1 \times 10^{-1}$
Error Humano – (Actividad Rutinaria – se asume bien entrenado, no estresado, no fatigado, ver 6.5.2), Oportunidad Una vez al Mes)	$1 \times 10^{-2}$
Error Humano – (Actividad No Rutinaria, estrés bajo) (ver 6.5.3)	$1 \times 10^{-1}$

Error Humano – (Actividad No Rutinaria, estrés alto) (ver 6.5.3)	$1 \times 10^{-1}$
Falla de Junta/Empaquetadura	$1 \times 10^{-2}$
Intervención de un tercero (impacto externo de una retroexcavadora, vehículo, etc.)	$1 \times 10^{-2}$
Válvula de Seguridad abre en falso	$1 \times 10^{-2}$
Falla de Sello de Bomba (sello mecánico o empacado)	$1 \times 10^{-1}$
Falla de manguera de carga/descarga	$1 \times 10^{-1}$
Fuego externo pequeño	$1 \times 10^{-1}$
Fuego externo grande	$1 \times 10^{-2}$
Falla del procedimiento LOTO* (bloqueo y etiquetado) (*falla general del proceso de elementos múltiples)	$1 \times 10^{-3}$ por cada oportunidad
Otros Eventos Iniciadores	Experiencia del Personal

*Fuente: Tabla 5.1 del libro del CCPS del 2001 “Layers of Protection Analysis”*

Esta información es utilizada cuando la instalación no cuenta con una base de datos confiable de falla de equipos, válvulas y/o accesorios que contengan o permitan una sistematización para definir taxonomía, tipos de fallas, histórico de fallas, modelado de fallas y funciones de densidad de probabilidad. El valor seleccionado para el evento iniciador de “incremento del volumen de gas recibido de otros centros de proceso” es el siguiente:

- Incremento del volumen de gas recibido de otros centro de procesos =  $1 \times 10^{-1}$  (eventos/año).

Existe también la posibilidad de modificar la frecuencia de los escenarios mediante modificadores condicionales mostrados en la Tabla 2.5, sin embargo para este proyecto se utilizó el valor de 1.0 en base a las características de la plataforma Abkatun-A Compresión.

Tabla 2.5 Modificadores condicionales.

Modificadores Condicionales	Probabilidad de Ignición	Probabilidad de personal en el área afectada	Probabilidad de Lesiones
1.0	Causada por un golpe o gran descarga cercana de una fuente de ignición.	Si existe personal fijo en la zona	Muerte o discapacidad permanente
0.5	Descargas en áreas de proceso	Para personal que realiza guardias o con periodos de supervisión cortos (dos o más veces al día)	Múltiples lesiones severas
0.1	Descargas en áreas aisladas o remotas	Supervisión una vez al día	Lesiones menores

Fuente: Libro del CCPS 2001 "Layers of Protection Analysis"

4. **Identificación de las salvaguardas, capas independientes de protección (CPI) y estimación de la probabilidad de falla en demanda de cada CPI.-** En esta paso se identificaron las salvaguardas CPI y las no CPI existentes en el proceso que pudieran prevenir que un escenario en específico pudiera a una consecuencia proveniente de un evento iniciador. Para el caso del evento iniciador "incremento del volumen de gas recibido de otros centros de proceso" el proceso cuenta con las siguientes salvaguardas:

- PCV-4204A
- PCV-4204B
- PSV-4205A1/A2
- PSV-4205B1/B2
- PSV-4205C1/C2
- SDV-4202
- Sistema de aspersión de agua contra incendio en el FA-4205A/B/C.

Una vez identificadas las salvaguardas el siguiente paso es determinar cuáles de ellas son capas independientes de protección según los criterios de distinción entre el significado de salvaguarda-capa independiente de protección. Una capa de protección

independiente puede ser considerada como un accesorio, sistema, acción o equipo capaz de prevenir el desarrollo de un escenario con consecuencias no deseadas y que es independiente del evento iniciador y de otras capas de protección independientes, asociadas con el mismo escenario. Las salvaguardas consideradas como CPI en dicho escenario son las siguientes:

- PCV-4204A
- PSV-4205A1/A2
- SDV-4202

Tras haber identificado las salvaguardas consideradas como CPI, se estimó la probabilidad de falla en demanda de cada una de ellas. La efectividad de una CPI se mide en función de su Probabilidad de Falla a la Demanda (PFD), la cual es la probabilidad de que una CPI pueda fallar en el momento de desempeñar una función específica de protección o seguridad cuando así se le demande o se le requiera. De esta manera la PFD indica la reducción en la frecuencia de un escenario, lograda por una CPI, la cual suele conocerse como factor de reducción del riesgo, en la Tabla 2.6 se muestra la probabilidad de falla bajo demanda de las CPI usada en este proyecto.

Tabla 2.6 Probabilidad de falla bajo demanda de las Capas de Protección.

Capa de Protección Independiente (CPI)	Probabilidad de Falla Bajo Demanda (PFD)
Lazo de Control de un Sistema Básico de Control de Proceso (SBCP) normalmente modulado (un lazo de control que está normalmente en control automático), si no está asociado con el evento iniciador que se está analizando.	$1 \times 10^{-1}$
Acción de respuesta del operario a una alarma audible con por lo menos 10 minutos de tiempo de respuesta.	$1 \times 10^{-1}$
Procedimiento de Operación Crítico.	$1 \times 10^{-1}$
Función Instrumentada de Seguridad con NIS (SIL) 1	$1 \times 10^{-1}$
Función Instrumentada de Seguridad con NIS (SIL) 2	$1 \times 10^{-2}$
Función Instrumentada de Seguridad con NIS (SIL) 3	$1 \times 10^{-3}$



Válvula de Alivio de Presión (servicio limpio)	$1 \times 10^{-2}$
Válvula de Alivio de Presión (servicio sucio)	$1 \times 10^{-1}$
Válvula de Seguridad de Presión a la descarga de una bomba (incluida en el sistema de Inspección, Prueba y Mantenimiento Preventivo (IPMP))	$1 \times 10^{-2}$
Válvula de Seguridad de Presión a la descarga de una bomba (no incluida en el IPMP)	$1 \times 10^{-1}$
Válvula de recirculación de la descarga de una bomba y de regreso a la succión de la misma	$1 \times 10^{-1}$
Sellos doble o tandem con el recipiente del sello venteado a una localidad segura	$1 \times 10^{-1}$
Sellos doble o tandem con el recipiente del sello venteado a una localidad segura y en donde hay una alarma que alerta al operario de la falla del sello permitiendo una acción de respuesta del operario. (Precaución: El escenario LOPA no puede utilizar la Acción de Respuesta del Operario otra vez en el mismo escenario a menos que sea completamente independiente)	$1 \times 10^{-2}$
Disparo mecánico interno de seguridad que es independiente de la FIS o del SCBP	$1 \times 10^{-1}$ a $1 \times 10^{-2}$
Contención con una chimenea o columna elevada.	$1 \times 10^{-1}$
Contención con un dispositivo de mitigación tal como un scrubber o un incinerador de venteo	$1 \times 10^{-2}$
Disco de Ruptura (servicio limpio)	$1 \times 10^{-2}$
Válvula de No Retorno (VNR) o Válvula Check	$1 \times 10^{-1}$
Válvula de Exceso de Flujo (incluida en el sistema IPMP)	$1 \times 10^{-2}$
Supresor de Flama / Detonación	$1 \times 10^{-1}$
Dique	$1 \times 10^{-1}$
Sistema de Drenaje bajo Tierra	$1 \times 10^{-1}$
Venteo Abierto (sin válvula)	$1 \times 10^{-2}$
Válvulas con candado de seguridad (Locked/Car-seal)	$1 \times 10^{-2}$
Protección contra incendio pasiva (fireproofing)	$1 \times 10^{-1}$
Búnker o Muro a Prueba de Explosión	$1 \times 10^{-1}$
Equipo con Redundancia Idéntica	$1 \times 10^{-1}$
Equipo con Redundancia Diversa	$1 \times 10^{-1}$ a $11.0 \times 10^{-2}$
Válvula de Aislamiento de Emergencia (VAE)	$1 \times 10^{-1}$
Sistema de agua en spray, agua en diluvio, cortina de agua, o agua en espuma, activado automáticamente por detección de calor o gas (se debe	$1 \times 10^{-1}$

determinar que el sistema está disponible y es efectivo para el escenario que se esté analizando)	
Monitores de Detección de Gas Fijos con alarmas al tablero control e indicción visual para alertar al personal en el área inmediata	1 x 10 <sup>-1</sup>
Otras CPIs	Utilice la experiencia del personal

Fuente: Tabla 6.3, Tabla 6.4, Tabla 6.5 del libro del CCPS 2001 "Layers of Protection Analysis"

La probabilidad usada para las capas de protección independiente (CPI) de este escenario fueron las siguientes:

- PCV-4204A = 0.01
- PSV-4205A1/A2 = 0.1
- SDV-4202 (Para esta capa no aplica la determinación de la probabilidad de falla bajo demanda debido a que es una de los elementos del sistema instrumentado de seguridad estudiado en este análisis)

5. **Estimación del riesgo del escenario por medio de la consecuencia, evento iniciador y los datos de las capas de protección.**- En esta fase se llegó a la estimación del riesgo por medio de cálculos, principalmente usando la frecuencia del evento iniciador, y la probabilidad de falla bajo demanda de las CPI y con esto obtener la frecuencia de la consecuencia provocada por el evento iniciador por medio de la formula 1.

$$f_i^C = f_i^I \times \prod_{j=1}^I PFD_{ij} = f_i^I \times PFD_{i1} \times PFD_{i2} \times \dots \times PFD_{ij} \quad (1)$$

en donde:

$f_i^C$  = Frecuencia de la consecuencia C del evento iniciador i

$f_i^I$  = Frecuencia del evento iniciador i

$PFD_{ij}$  = Probabilidad de falla bajo demanda de la CPI j que protege contra la consecuencia C del evento iniciador i

Mediante la fórmula 1 se realizó el cálculo para la frecuencia de la consecuencia del evento iniciador "incremento del volumen de gas recibido de otros centros de proceso"

con los datos necesarios, utilizando la multiplicación de la PFD de cada una de las CPI de este escenario y la frecuencia de ocurrencia del evento iniciador como se observa a continuación:

$$f_i^C = 0.1 \times (0.01 \times 0.1)$$

$$f_i^C = 0.1 \times 0.001$$

$$f_i^C = 0.0001 = 1 \times 10^{-4}$$

**6. Evaluación del riesgo para alcanzar una decisión con respecto al escenario.-** El análisis de capas de protección para un escenario dado, concluye cuando se ha llegado a una frecuencia igual o menor a la frecuencia objetivo o cuando ya no hay capas adicionales que considerar. El proceso de asignación del Nivel de Integridad de Seguridad Objetivo (NIS ó SIL Objetivo por sus siglas en inglés) debe realizarse empleando el método de Frecuencias Objetivo. El procedimiento se basa en la selección de la frecuencia objetivo, en función de la severidad de las consecuencias, obtenidas durante el análisis HAZOP.

Se establecieron medidas de tolerancia al riesgo para realizar la evaluación para su obtención, para el presente proyecto se utilizaron las matrices de jerarquización de riesgos y para seleccionar los valores de frecuencias tolerables objetivo se utilizaron y determinaron los criterios mostrados en la Tabla 2.7.

Tabla 2.7 Riesgo Tolerable Objetivo.

Consecuencia	Personal	Ambiente	Instalación	Producción
1	1,00E-00	1,00E-00	1,00E-00	1,00E-00
2	1,00E-00	1,00E-00	1,00E-02	1,00E-02
3	1,00E-03	1,00E-03	1,00E-03	1,00E-03
4	1,00E-04	1,00E-03	1,00E-04	1,00E-04
5	1,00E-05	1,00E-04	1,00E-05	1,00E-05
6	1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05

Los valores de frecuencia objetivo mostrados en la Tabla 2.7 son fundamentales para el cálculo de SIL de los escenarios de riesgo mediante el método de frecuencia objetivo. El

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

El nivel de integridad de seguridad (SIL) debe ser determinado para cada función de seguridad y no debe determinarse de manera global para un proceso o instalación. El proceso de asignación del SIL objetivo se realizó empleando el método de frecuencias objetivo empleando la ecuación 2.

$${}^{obj}PFD_{prom} = \frac{F_{objetivo}}{F_{evento}} \quad (2)$$

en donde:

*{}^{obj}PFD\_{prom}* = Probabilidad objetivo promedio de falla en demanda

*F\_{objetivo}* = Frecuencia Objetivo

*F\_{evento}* = Frecuencia del evento no mitigado

Para el ejemplo en cuestión se calculó la probabilidad de falla en demanda objetivo en la categoría de daños al personal, esto quiere decir que se utilizó una frecuencia objetivo tolerable conforme a la Tabla 2.7 de  $1 \times 10^{-5}$  y una frecuencia de la consecuencia del evento no mitigado de  $1 \times 10^{-4}$  de esta forma se obtuvo el valor de  ${}^{obj}PFD_{prom}$  de acuerdo a la ecuación 2.

$${}^{obj}PFD_{prom} = \frac{1 \times 10^{-5}}{1 \times 10^{-4}}$$

$${}^{obj}PFD_{prom} = 1 \times 10^{-1}$$

Con esto, una vez determinada la PFD promedio objetivo el SIL objetivo es determinado mediante el empleo de la Tabla 2.8, así como el Factor de Reducción de Riesgo requerido.

Tabla 2.8 Relación del SIL con la PFD y FRR.

<b>Modo de operación en Demanda</b>		
<b>Nivel de integridad de seguridad (SIL)</b>	<b>Probabilidad objetivo de falla en demanda promedio (PFDavg)</b>	<b>Reducción de riesgo objetivo (FRR)</b>
4	$\geq 10^{-5}$ a $< 10^{-4}$	$> 10,000$ a $\leq 100,000$
3	$\geq 10^{-4}$ a $< 10^{-3}$	$> 1000$ a $\leq 10,000$
2	$\geq 10^{-3}$ a $< 10^{-2}$	$> 100$ a $\leq 1000$
1	$\geq 10^{-2}$ a $< 10^{-1}$	$> 10$ a $\leq 100$

Fuente: Libro del CCPS 2001 "Layers of Protection Analysis" de acuerdo a la norma IEC 61508.

Obteniéndose un SIL 1 con un factor de reducción de riesgo de 10, con esto, se realizaron las recomendaciones necesarias para cada SIL obtenido, en otras palabras, se generaron Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) para llegar a la reducción de riesgo requerida, las cuales se muestran en el capítulo de resultados.

De manera general cada nivel de integridad de seguridad (SIL) describe una recomendación, las recomendaciones se realizan con base en los criterios mencionados a continuación:

SIL 1.- Estas funciones instrumentadas de seguridad son normalmente implementadas con un solo sensor, un solo resolvidor lógico SIS y un solo elemento final de control.

SIL 2.- Estas funciones instrumentadas de seguridad son completamente redundantes desde el sensor hasta el resolvidor lógico SIS y el elemento final de control.

SIL 3.- Estas funciones instrumentadas de seguridad son completamente redundantes desde el sensor hasta el resolvidor lógico SIS y el elemento final de control, además, requieren un cuidadoso diseño y frecuentes pruebas para alcanzar bajas probabilidades de PFD. Muchas compañías utilizan un número limitado de FIS con SIL 3 debido al alto costo que involucra esta arquitectura.

SIL 4.- Estas funciones instrumentadas de seguridad se encuentran incluidas en los estándares IEC 61508 y 61511, sin embargo, tales FIS son difíciles de diseñar y mantener y muchas veces no son usadas en LOPA.

## **2.1. Simulación del proceso de la plataforma Abkatun-A Compresión.**

Para llevar a cabo la simulación dinámica fue necesario realizar la simulación en estado estacionario del proceso de la plataforma Abkatun-A Compresión, la simulación se realizó por medio del software de proceso Aspen HYSYS versión V8.8 de la compañía Aspentech.

Aspen HYSYS es un programa versátil y popular utilizados en la industria para el modelado de procesos, diseño conceptual y optimización. Debido a sus características, tales como el funcionamiento modular, arquitectura multi-diagrama de flujo y el diseño orientado a objetos, este software ofrece la posibilidad de construir modelos en estado estacionario (Timothy Anderson, 2014).

### **2.1.1. Desarrollo de la simulación estacionaria**

Una vez que se ingresa al simulador de procesos Aspen HYSYS, es necesario seguir una serie de pasos para poder realizar la simulación estacionaria del proceso, las tareas necesarias para lograr esto se describen a continuación:

1. **Introducir los Componentes.**- Se seleccionaron y agregaron los componentes a utilizar durante la simulación como se muestra en la Figura 2.2, estos componentes se encuentran en la base de datos del simulador. Se introdujeron dos componentes hipotéticos, para los cuales fue necesario introducir datos adicionales de peso molecular y densidad ( $\text{g/cm}^3$ ), los componentes fueron los siguientes: Corte 1. C6 (84 P.M. y  $0.69 \text{ g/cm}^3$ ) y Corte 2. Metil-Ciclo C5 (78.11 P.M. y  $0.7535 \text{ g/cm}^3$ )

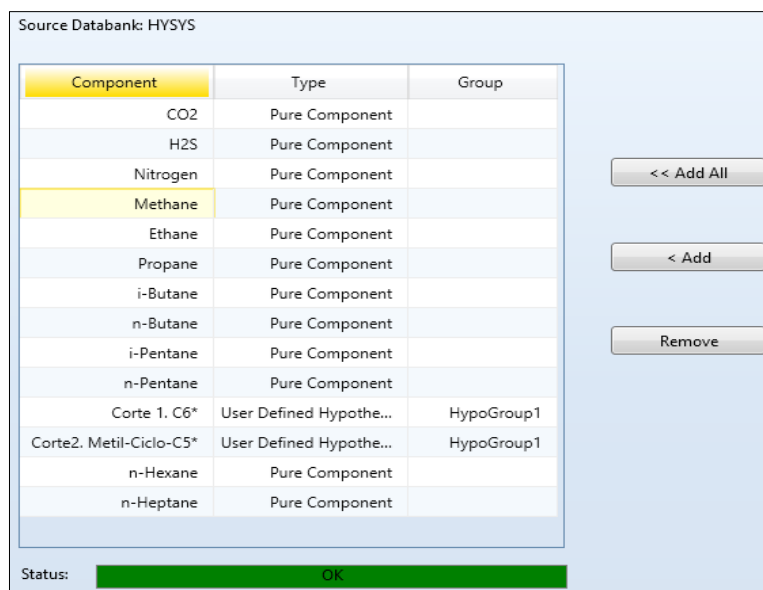


Figura 2.2 Componentes ingresados al simulador.

2. **Seleccionar el modelo termodinámico.**- Al ser los componentes una mezcla de gas amargo, por recomendación del mismo simulador el paquete termodinámico seleccionado fue Peng Robinson, como se muestra en la Figura 2.3. Este modelo considera una interacción de parámetros entre componentes, además de brindar un tratamiento especial para componentes como: He, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>O, CH<sub>3</sub>OH.

Además, en el trabajo de simulación de producción de Syngas (Gas de síntesis) a partir de Gas Natural Licuado mediante Aspen HYSYS, realizado por Anju Sunny, P.A. Solomon y K. Aparna., 2016, se usó el paquete termodinámico Peng-Robinson como un modelo adecuado para manejar sistemas que contienen hidrocarburos, aire, agua y gases de combustión, los cuales son los componentes típicos en una planta de gas natural (Anju Sunny, 2016).

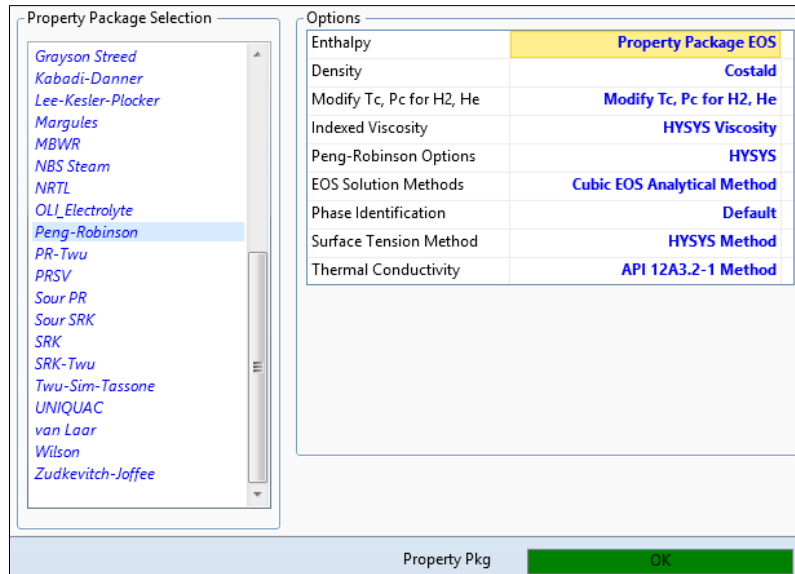


Figura 2.3 Selección del modelo termodinámico.

3. **Definir sistema de unidades de medición.**- Para el manejo de corrientes de mezcla de gas amargo se seleccionaron unidades de flujo molar en MMPCSD, otras unidades de medida seleccionadas fueron: Presión (kg/cm<sup>2</sup>g), Temperatura (°C), flujo de volumen estándar (barriles/día), etc.
  
4. **Agregar corrientes y equipos de proceso.**- En esta instancia se ingresó el ambiente de simulación para agregar las corrientes de materia y energía, así como los equipos a utilizar en el proceso, en base a los datos de operación del proceso real se desarrolló la simulación de manera secuencial ingresando las corrientes de alimentación y posteriormente conectando los equipos de proceso con sus corrientes hasta terminar el diagrama de flujo. Esto fue posible gracias a la paleta de equipos que contiene el simulador, los equipos de proceso utilizados en la simulación se muestran en la Figura 2.4.



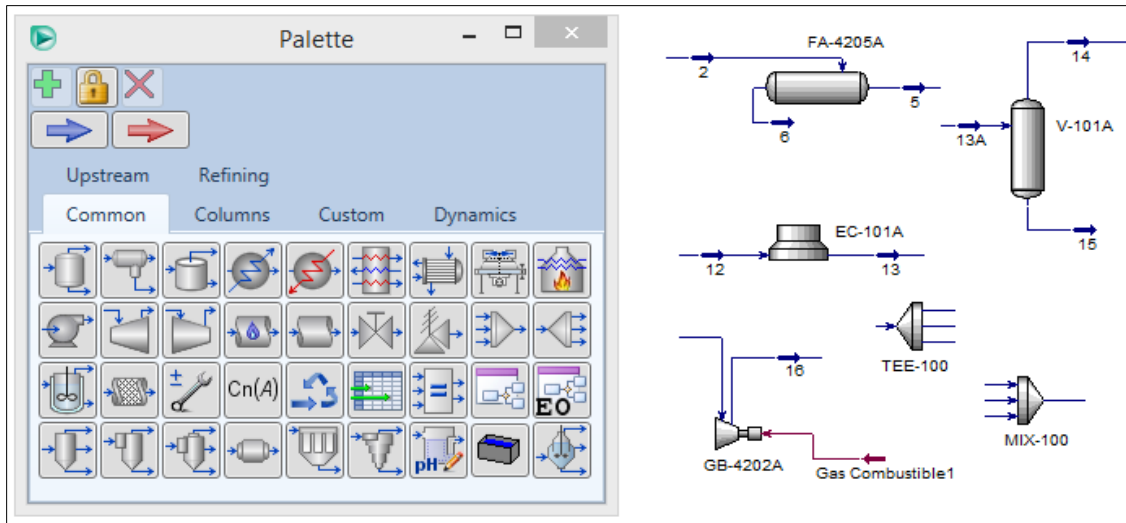


Figura 2.4 Equipos de proceso utilizados en la simulación.

5. **Correr la simulación.**- Conectados los equipos y las corrientes correspondientes fue posible correr la simulación completa y obtener el diagrama de flujo así como los resultados de balance de materia y energía del proceso. Posteriormente la simulación estacionaria proporcionó la base para realizar la transición al ambiente dinámico (Hyprotech, 1998).

### 2.1.2. Transición de la simulación estacionaria a la dinámica.

Para realizar la simulación dinámica del proceso de la plataforma Abkatun-A Compresión se requirió desarrollar previamente la simulación estacionaria. La simulación dinámica se realizó en el software Aspen HYSYS Dynamics de Aspentech, el cual se encuentra dentro del mismo software de Aspen HYSYS. En Aspen HYSYS Dynamics, el resolutor en la simulación dinámica considera al diagrama de flujo como un problema de valor frontera.

El cambio desde el estado estacionario hacia el estado dinámico se realiza seleccionando el botón de “Dynamics Mode” mostrado en la Figura 2.5. Sin embargo, para que el modelo dinámico pueda correr y realizar los cálculos correctamente se deben de realizar una serie de especificaciones y agregar algunos elementos al modelo.

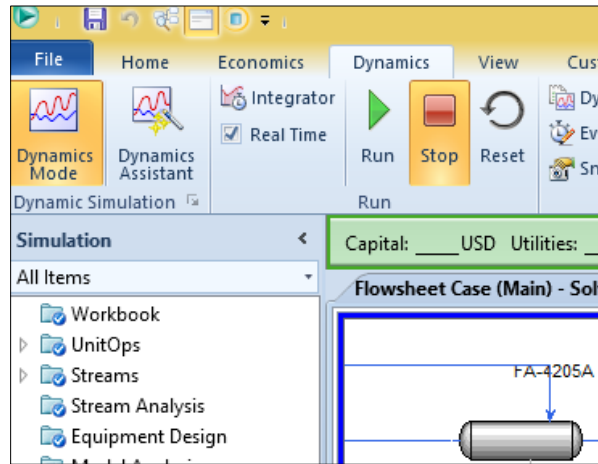


Figura 2.5 Botón de transición al estado dinámico en el simulador.

Antes de presionar el botón para acceder al ambiente dinámico se deben realizar una serie de tareas, las especificaciones y el procedimiento realizados para lograr la transición del estado estacionario al ambiente dinámico son los siguientes:

1. **Agregar y dimensionar las operaciones unitarias necesarias.**- Además de las operaciones unitarias utilizadas en la simulación estacionaria, se requirió agregar válvulas, válvulas de alivio de presión (PSV), así como adaptar las válvulas de alivio de presión para utilizarse como válvulas de desfogue (BDV), además fue necesario dimensionar los equipos utilizados en la simulación (Separadores de gas) tal en la pestaña de “Rating” y como se observa en la Figura 2.6.

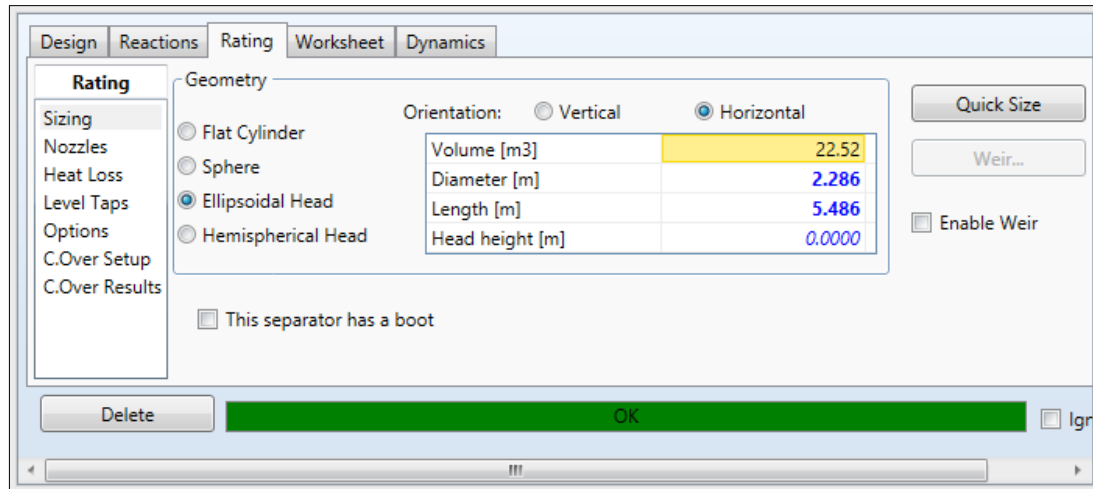


Figura 2.6 Dimensionamiento de un Separador de gas.

2. **Definir las especificaciones de Presión/Flujo en el Diagrama.**- En el Aspen HYSYS Dynamics la solución simultánea de la relación Presión/Flujo dentro del diagrama requiere que se realicen un número de especificaciones a las corrientes y los equipos, como lo son: especificaciones de presión y flujo en las corrientes de materia, caídas de presión modificadas en los equipos, cálculo de resistencia en válvulas etc. La Tabla 2.9 muestra algunas reglas para realizar las especificaciones correctas en el diagrama a los diferentes elementos involucrados.

Tabla 2.9 Especificaciones de equipos para la simulación dinámica.

Especificaciones Dinámicas	
<b>Corrientes frontera</b>	Insertar una válvula en todas las corrientes frontera del diagrama de flujo que no se encuentren conectadas con intercambiadores de calor, enfriadores o calentadores.
<b>Especificaciones de Presión</b>	Realizar una especificación de presión en todas las corrientes frontera.
<b>Columnas de destilación</b>	Realizar una especificación de flujo en el reflujo a las que contengan condensadores.
<b>Válvulas</b>	Usar la especificación presión/flujo como especificación dinámica para válvulas.

<b>Valor de k (resistencia, conductancia)</b>	Usar el “valor general de k” como especificación dinámica para enfriadores, calentadores e intercambiadores de calor.
<b>Gradientes de presión</b>	Realizar especificaciones de caídas de presión razonables a lo largo del diagrama.
<b>Dimensionamiento de platos</b>	Usar el apartado de dimensión de platos para estimar la geometría de la columna.
<b>Mezcladores</b>	Usar la opción de especificación “Ecuilizar todo”
<b>Elementos de flujo en Te</b>	Retirar la especificación “Usar divisiones como especificación de flujo dinámica”.
<b>Equipo Rotatorio (Bombas, Compresores)</b>	Usar la opción “Eficiencia” y “Cabeza” o “Aumento de presión”. Para bombas y compresores se pueden utilizar curvas de operación.

*Fuente: Manual de Aspen HYSYS Dynamics-Introduction to Dynamic Modeling*

3. **Agregar Controladores.**- El simulador cuenta con la habilidad de probar estrategias de control de procesos antes de ser implementadas en campo. Para este trabajo de simulación introdujeron controladores PID en el proceso, específicamente para las variables de nivel, flujo y presión. Esto fue posible por medio de la paleta de equipos mostrada en la Figura 2.7.

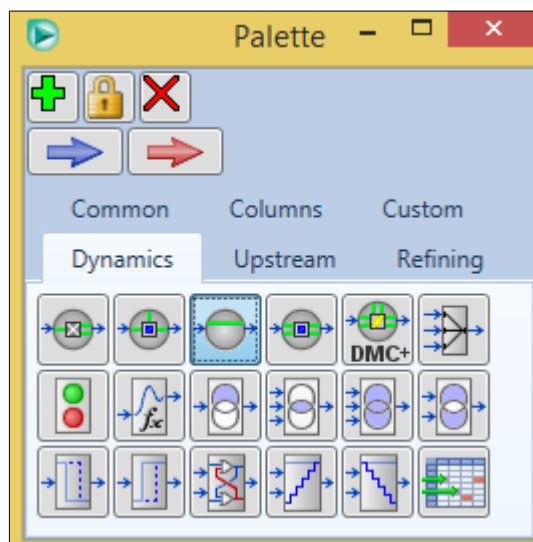


Figura 2.7 Sección dinámica de la paleta de equipos.

Una vez que los controladores fueron agregados en el diagrama fue necesario realizar las conexiones de la variable medida y del elemento primaria de medición, seleccionar valores mínimo y máximo para la variable de proceso medida, además, si el elemento primario es una válvula es necesario dimensionarla. El controlador requiere una indicación de acción directa o inversa, así como también requiere la indicación de parámetros como ganancia  $K_c$ , tiempo integral ( $T_i$ ) y tiempo derivativo ( $T_d$ ). Los parámetros usados para los controladores de nivel, flujo y presión usados en el diagrama se tomaron de la Tabla 2.10, la cual es una recomendación de reglas de dedo proporcionados por la teoría de control de Aspen HYSYS Dynamics.

Tabla 2.10 Reglas de dedo de control en Aspen HYSYS Dynamics.

Sistema	$K_c$	$T_i$ (min)	$T_d$ (min)
Flujo	0.1	0.2	0
Nivel	2	10	0
Presión	2	2	0
Temperatura	1	20	0
Composición	0.1	0.2	0

*Fuente: Manual de Aspen HYSYS Dynamics-Introduction to Dynamic Modeling*

4. **Construcción de gráficos continuos.**- Para observar las variables del proceso mientras el simulador está corriendo dinámicamente, fue necesario construir cuadros de gráficos para observar el comportamiento del proceso por medio de la opción “Strip Chart” como se muestra en la Figura 2.8, en esta opción se activaron las variables a observar requeridas para el análisis.

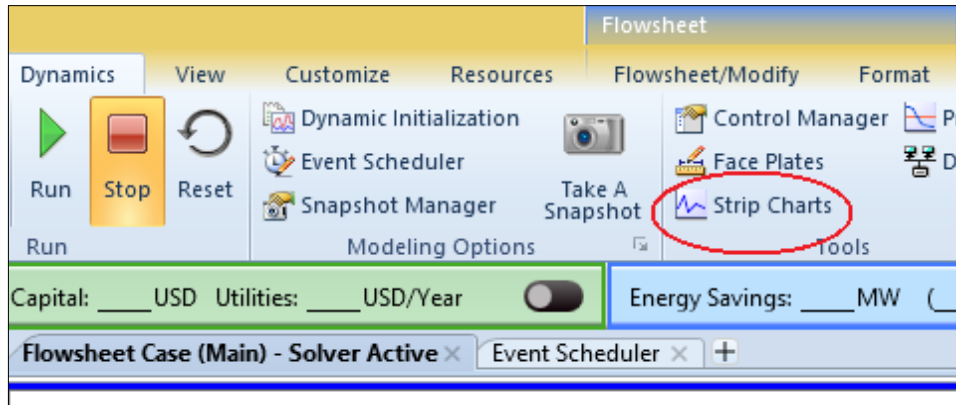


Figura 2.8 Opción del simulador para la creación de gráficos.

Una vez realizado este procedimiento es posible realizar la transición al estado dinámico y de esta manera observar el comportamiento de las variables del proceso en operación.

### 2.3. Evaluación de riesgos por medio de la simulación dinámica de las FIS.

Con la obtención de las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) de acuerdo al Nivel de Integridad de Seguridad para el Sistema Instrumentado de seguridad (SIS), generadas en el Análisis de las Capas de protección, se evaluaron los escenarios, lógicas y acciones requeridas para cada una de las FIS que conforman el Sistema de Paro por Emergencia de la plataforma Abkatun-A Compresión con el fin de evaluar dinámicamente la respuesta del sistema a la activación de cada una de las FIS lo cual prevé los ajustes de los tiempos de cierre y aperturas de las válvulas de paro de emergencia (SDVs) y válvulas de despresurización (BDVs), así como acciones secundarias de cada FIS.

Para simular dinámicamente la activación de cada Función Instrumentada de Seguridad, se desarrollaron escenarios dentro de la simulación de acuerdo a los eventos iniciadores establecidos en el análisis de capas de protección mediante la metodología LOPA que a su vez obtiene los datos de la identificación de peligros mediante la metodología HAZOP.

Para la activación de la secuencia de la FIS-1 (Alta-Alta presión), los escenarios obtenidos de los análisis de riesgo se citan a continuación:

- Incremento del volumen de gas recibido de otros centros de proceso.
- Falla de PCV-4204A o PCV-4204B estando una en operación manual y la otra en libranza, combinado con un incremento de gas recibido.

El escenario de incremento de volumen de gas recibido fue simulado mediante un controlador de flujo denominado FIC-100-1 y una válvula llamada “Scenario Valve”, además, el cierre de la válvula SDV-4202 una vez alcanzado el punto de disparo por alta presión se realizó por medio de la matriz de causa y efecto nombrada FIS-1, tal y como se muestra en la Figura 2.9,

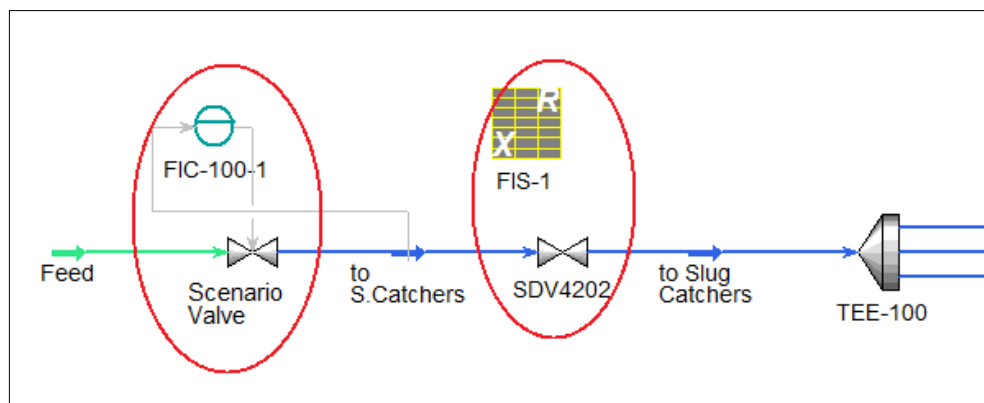


Figura 2.9 Escenario de incremento de volumen y activación de la FIS-1.

Para provocar la falla de las PCV-4204A/B colocadas en la descarga de los separadores Slug Catcher FA-4205A/B/C, en la simulación se introdujeron unas válvulas de alivio de presión (PSVs), adaptándolas para tener un funcionamiento de desfogue y regulación de la presión similar a las válvulas reguladoras de presión, esto debido a que el simulador de procesos Aspen HYSYS Dynamics no es capaz de regular la presión en corrientes de materia con valores iniciales de 0 antes de correr la simulación. Dichas válvulas se mantuvieron fuera de acción, para simular la falla, al realizar una especificación de orificio de abertura de 0.00 mm<sup>2</sup> tal como se observa en la figura 2.10.

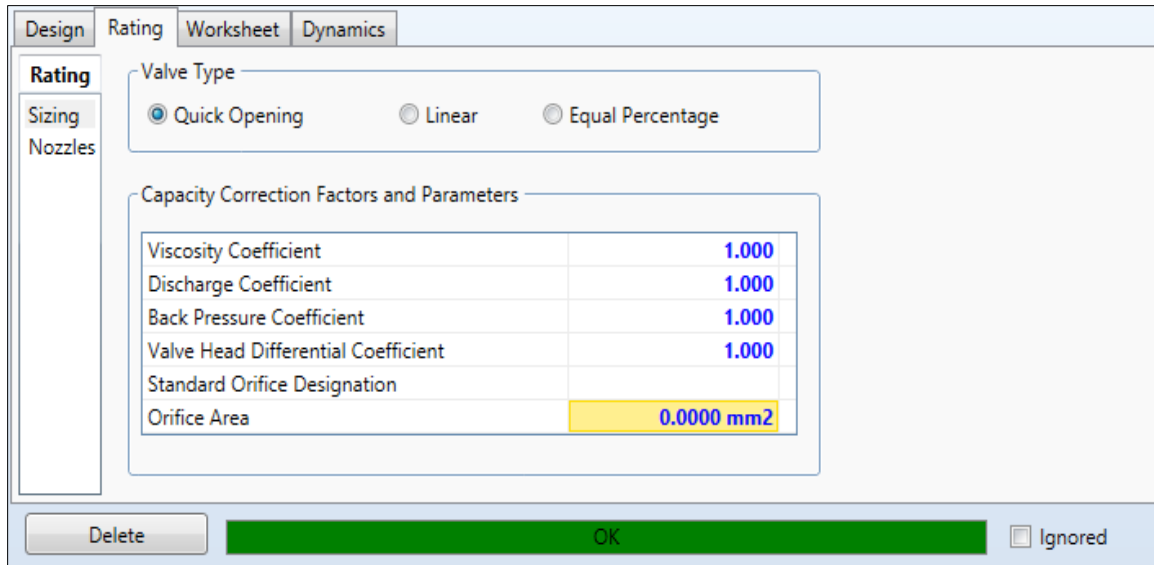


Figura 2.10 Especificación de las válvulas PCV-4024A/B para el escenario de la FIS-1.

El cierre de la válvula de corte SDV-4202 en la simulación se llevó a cabo por medio del elemento de matriz de causa y efecto habilitado en la simulación dinámica, para la matriz de la FIS-1 se especificaron las conexiones, es decir la variable de entrada (Causa-Alta presión en Slug Catchers) y la variable de salida (Efecto-Cierre de SDV-4202) con sus respectivas descripciones tal como se muestra en la Figura 2.11.

The screenshot shows a window titled 'Connections' with tabs for Parameters, C&E Matrix, and Notes. The 'C&E Matrix' tab is active, showing 'Cause And Effect Matrix Name' as 'FIS-1'. Below are two tables:

**Input (Cause) Variables**

#	Object	Variable	Description	Tag
1	to Slug Catchers	Pressure	High Pressure	HHP-4202
2			RESET	RESET

**Output (Effect) Variables**

#	Object	Variable Description	Description	Tag
1	SDV4202	Actuator Failed	Close Valve SDV-4202	XX-4202

Figura 2.11 Variables de causa y efecto en la matriz para activación de la FIS-1.



En la Figura 2.12 se puede observar que una vez seleccionada la pestaña de parámetros, se introdujo la especificación de disparo por alta presión de 6.8 kg/cm<sup>2</sup>g y la selección de la celda de acción inversa de la válvula para llevar a cabo el cierre de la misma.

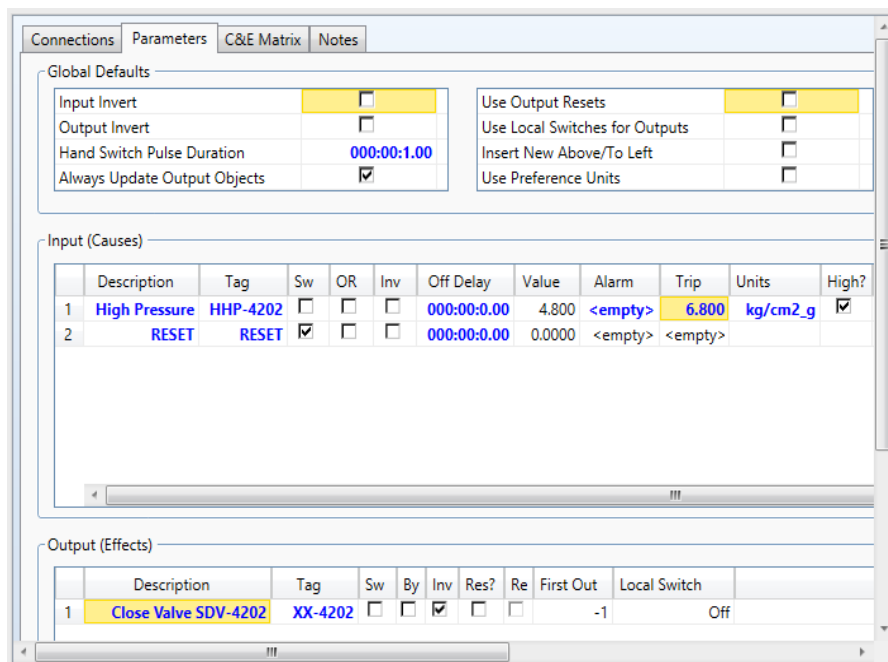


Figura 2.12 Punto de disparo de alta presión en la matriz de causa y efecto de la FIS-1.

En la pestaña de la Matriz C&E, mostrada en la Figura 2.13, se puede observar la estructura común de una matriz de causa y efecto, la letra “X” indica que el punto de disparo llevado a cabo por el aumento de presión (causa) dirige hacia el efecto del cierre de la válvula SDV-4202, mientras que la letra “R” indica la posibilidad de restablecer la matriz en su estado inicial.

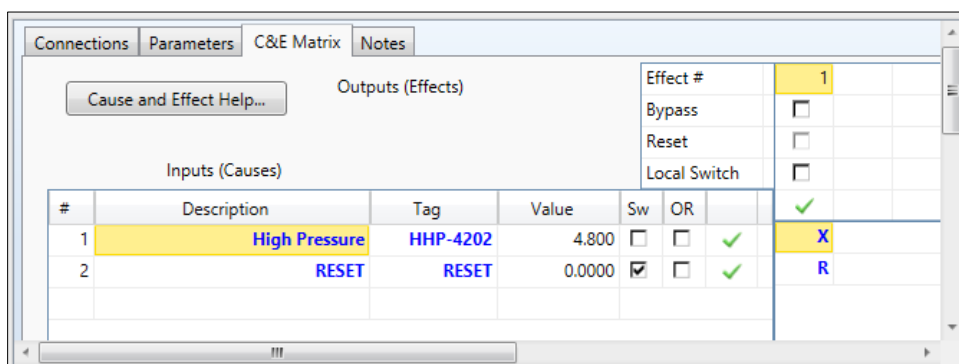


Figura 2.13 Estructura de la Matriz C&E en la simulación dinámica.

Fue necesario configurar e indicar el tiempo de cierre de las válvulas de corte (SDV) de acuerdo a lo establecido en la Matriz Lógica de Paro Por Emergencia (SPPE) para garantizar un comportamiento semejante en el disparo de las válvulas del SPPE con respecto al comportamiento real en el proceso. Para el caso de la válvula SDV-4202 le corresponde a un valor de 36 segundos para el cierre total, en la Figura 2.14 se muestra la configuración del tiempo de cierre de la válvula por medio de la indicación del porcentaje de cierre del actuador de la válvula por cada segundo, el porcentaje de cierre del actuador de la válvula fue de 2.778%/S. Al igual para todas las SDV involucradas en el SPPE se realizó la misma tarea.

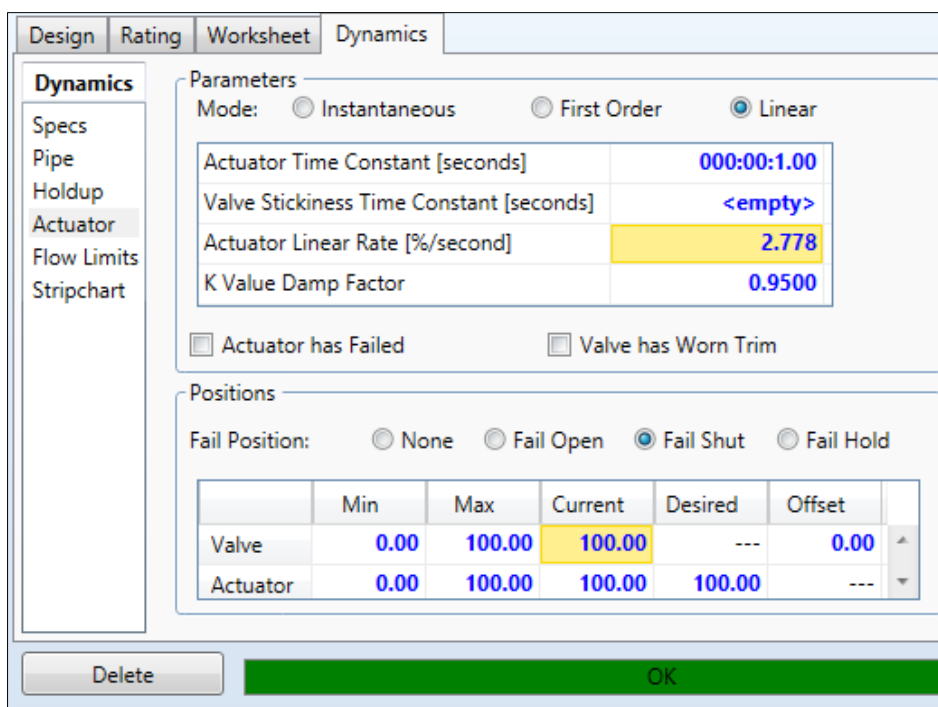


Figura 2.14 Configuración del tiempo de cierre de la válvula de corte SDV-4202.

De esta manera se evaluaron las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) generadas para el Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE). La activación del SPPE mediante las FIS generadas durante el análisis de las capas de protección mediante LOPA, se llevaron a cabo por medio de los criterios de Alta-Alta Presión y Baja-Baja Presión, cada FIS fue activada por un escenario (evento iniciador) en particular, por ejemplo, para la activación de las FIS de Baja-Baja Presión se simulaban fugas en las tuberías por medio de la introducción de líneas de corriente adicionales

conectadas a válvulas PSV como se muestra en la Figura 2.15 con un área de orificio determinado, el cual simulo el área de orificio de las fugas que llevaron hacia la activación del punto de disparo por Baja-Baja presión en cada FIS.

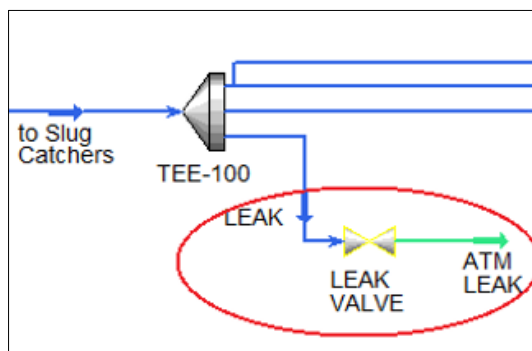


Figura 2.15 Activación de las FIS de Baja-Baja presión por medio de fugas.

De acuerdo a las secuencias de cierre de las FIS en el Sistema de Paro Por Emergencia se tiene la acción de las válvulas de desfogue Blowdown (BDV) como se muestra en la Figura 2.16, debido a que la versión V8.8 del simulador Aspen HYSYS Dynamics no cuenta con válvulas BDV, se insertaron en su lugar válvulas de alivio (PSV), se adecuó el tamaño de orificio de las válvulas en principio a un valor de 0.0 mm<sup>2</sup> para inhibir su acción y posteriormente se insertó el tamaño real de la válvula cuando fue requerido, teniendo una acción del tipo On/Off hasta lograr la despresurización total.

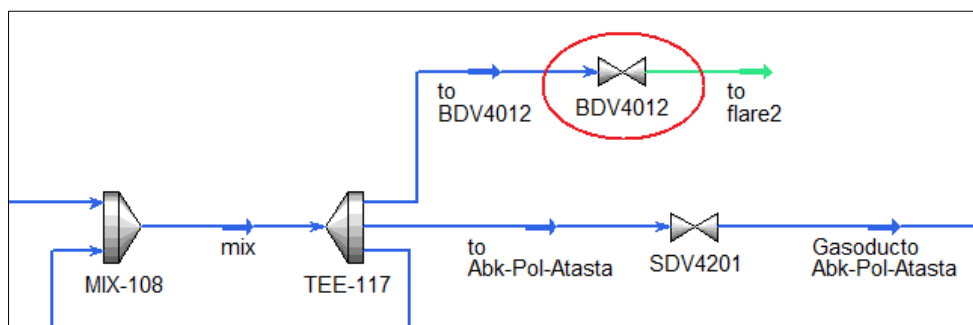


Figura 2.16 Válvula Blowdown (BDV) para el desfogue hacia los quemadores.

La activación del desfogue de gas hacia los quemadores por medio de las válvulas Blowdown (BDV) se llevó a cabo por medio de la pestaña “Event Scheduler” ubicada en la parte dinámica

como se muestra en la Figura 2.17 en la que se logró realizar la indicación de detener el integrador del simulador (solver) con el fin de abrir manualmente las BDV en los tiempos establecidos en la secuencia de acciones de las FIS en el SPPE.

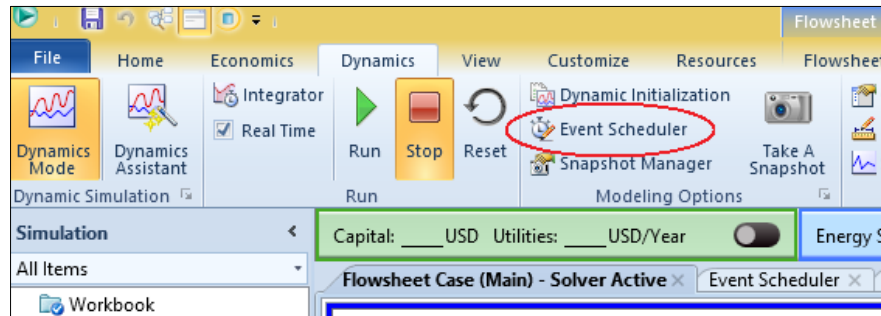


Figura 2.17 Apertura de válvulas Blowdown (BDV) por medio del Event Scheduler.

En esta sección se introdujo la secuencia de acciones con el fin de detener la corrida de la simulación, así como también se indicó el tiempo al cual debía detenerse la simulación después del disparo de las válvulas de corte (SDV) correspondientes indicado en las matrices de causa y efecto para la apertura manual de las válvulas Blowdown (BDV), tal como se muestra en la Figura 2.18, esto para cada secuencia de las FIS en el SPPE en particular.

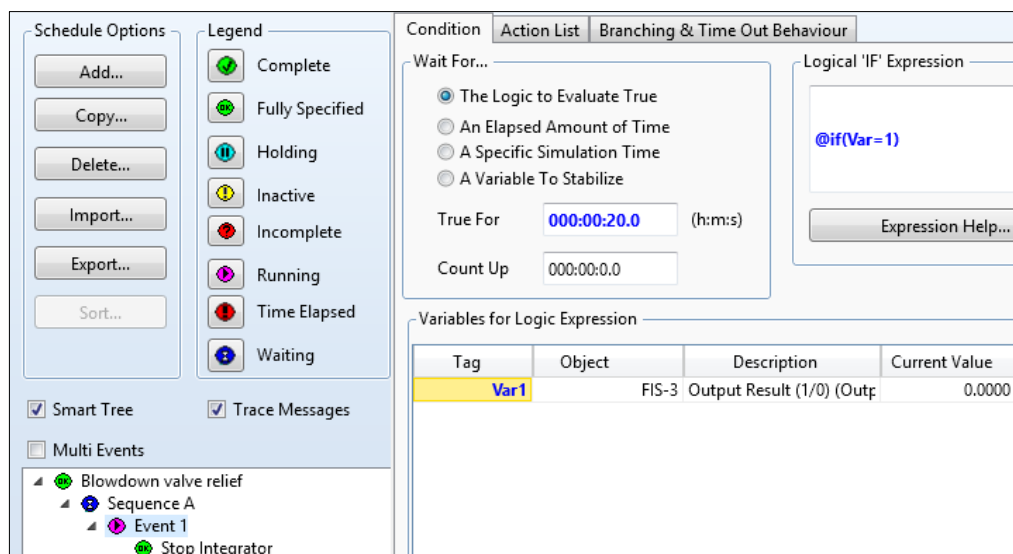


Figura 2.18 Acción de paro del integrador para la apertura de las válvulas Blowdown (BDV).

Una vez detenida la corrida de la simulación se indicó el tamaño de orificio de la válvula BDV para abrirla y con esto se evaluó el tiempo de desfogue ante la activación de la FIS provocada por el evento iniciador respectivo (Aspentech, 2013).

### **2.3.1 Evaluación del escenario de fuego en la simulación dinámica.**

Además de evaluar las Funciones Instrumentadas de Seguridad para el Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE), se simuló dinámicamente un escenario de fuego en los alrededores de los separadores slug catcher, seleccionados debido a la baja presión de diseño ( $9.142 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ ) en el proceso de compresión, esto con la finalidad de observar el comportamiento del SPPE ante la confirmación de fuego mediante la señal del Sistema de Gas y Fuego hacia el SPPE, específicamente para observar si la acción del disparo del SPPE y apertura de las válvulas PCV-4204A/B con acción On/Off, similar a las BDV, desfoga hasta reducir la presión en el sistema a un valor del 50% respecto a la presión de diseño de los sistemas de proceso en un lapso no mayor a 15 minutos.

El escenario de fuego se simuló en las inmediaciones de los separadores FA-4205A/B/C de acuerdo a la Guía para la investigación de Incendios y Explosiones (NFPA 921, 2004), el flujo de calor se determinó en función de dicha guía y del área superficial del recipiente a una temperatura tal, que de acuerdo al API 2218 (Fireproofing Practices in Petroleum and Petrochemical Processing Plants) el acero al carbón pierde el 60% de su integridad mecánica, esto corresponde a un valor de radiación de fuego emitida por hidrocarburos de  $37.5 \text{ KW/m}^2$  y una temperatura generada de  $650^\circ \text{ C}$  (API 2218, 1999).

Fue necesario introducir una hoja de cálculo (Spreadsheet), nombrada “Fire Calculations”, dentro del diagrama de simulación con las variables necesarias para los cálculos de fuego tal como se muestra en la Figura 2.19, para esto se importaron las variables del diagrama de flujo y en su caso se agregaron las formulas y datos correspondientes, en ella aparecen el diámetro de los separadores, la longitud de los mismos, el valor de fuego (1.00) para su uso en la lógica para la simulación dinámica, el calor suministrado a los separadores debido al fuego y el área mojada utilizada para los cálculos.

Connections		Parameters	Formulas	Spreadsheet	Calculation Order	User Variables	Notes
Current Cell							
C1		Variable:		Angles in:		Exportable	<input type="checkbox"/>
	A	B	C	D			
1	Variable	FA-4205A/B/C					
2	Diameter	2.286 m					
3	Length	5.486 m					
4	Wetted Area	53.03					
5	Q	6.791e+006					
6	Fire	1.000					
7	Heat Duty A	0.0000 Btu/hr					
8	Heat Duty B	0.0000 Btu/hr					
9	Heat Duty C	0.0000 Btu/hr					

Figura 2.19 Spreadsheet en la simulación para los cálculos de fuego.

En la Figura 2.20 se observan las fórmulas utilizadas en la hoja de cálculo, la celda B4 representa el área mojada para cada separador slug catcher, la celda B5 el calor suministrado de acuerdo a la guía NFPA 921 para la cual se multiplica el área mojada de los separadores por el valor de radiación emitida por el fuego de hidrocarburos (37.5 KW/m<sup>2</sup>) en cual es multiplicado por un factor de conversión para la obtención del mismo en BTU/h. La celda B6 representa la lógica implementada en la hoja de cálculo para el posterior suministro de calor hacia los separadores durante la corrida de la simulación.

Connections		Parameters	Formulas	Spreadsheet	Calculation Order	User Variables	Notes
Formula Summary							
Cell	Formula		Result				
B4	=(PI0*B3*B2)+2*PI0*(B2^2)/4*1.66		53.03				
B5	=37.5*(B4)*3415.179		6.791e+006				
B7	=@IF(B6=1)THEN(0)ELSE(B5)		0.0000 Btu/hr				
B8	=B7		0.0000 Btu/hr				
B9	=B7		0.0000 Btu/hr				

Figura 2.20 Fórmulas en la hoja de cálculo utilizadas para la generación de fuego en la simulación.

Una vez realizados los cálculos para la generación de fuego en la simulación, se seleccionó en el menú de cintillas la opción de “Event Scheduler” con el fin de indicar la secuencia de acciones para lograr la simulación de fuego. Las acciones indicadas fueron comenzar el fuego y detener el fuego, para esto se conectó la hoja de cálculo (Spreadsheet), específicamente la celda B6, para provocar el inicio del incendio cambiando la lógica del valor de fuego a 2.00 en la configuración de lista de acciones del “event scheduler” (Programa de eventos) tal como se muestra en la Figura 2.21.

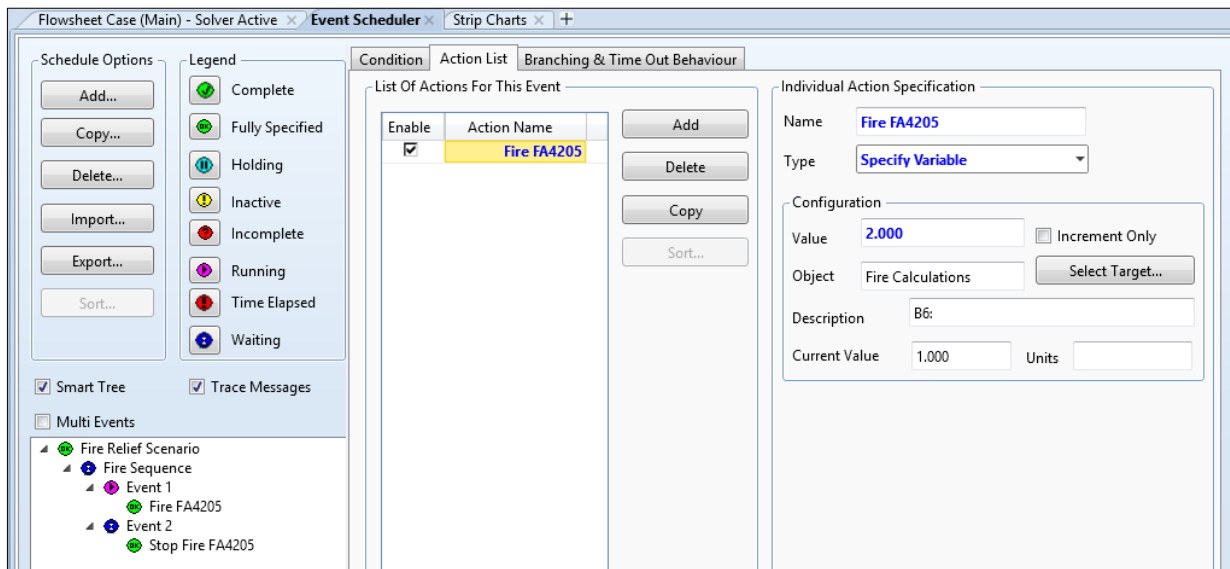


Figura 2.21 Programa de la secuencia de acciones para la generación de fuego.

Una vez terminada la configuración de la programación de eventos y de la lista de acciones para la generación de fuego, fue necesario exportar los valores de Calor Suministrado dentro de la hoja de cálculo (Spreadsheet) hacia los separadores FA-4205A/B/C (Diagrama de flujo) por medio de una corriente de energía tal como aparece en la Figura 2.22.

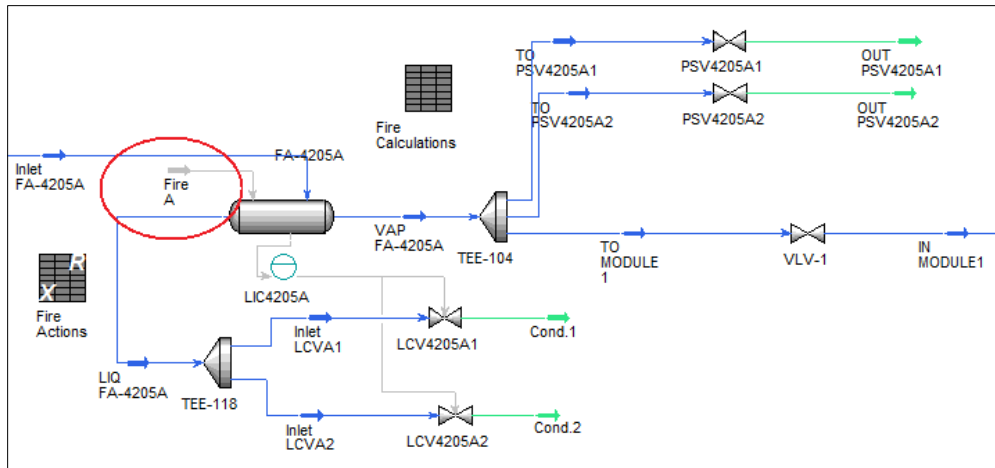


Figura 2.21 Programa de la secuencia de acciones para la generación de fuego.

Además, debido a que el Sistema de Paro Por Emergencia tiene la capacidad de accionar e iniciar la secuencia de paro por emergencia para la despresurización del sistema de proceso ante una señal de fuego confirmado por el Sistema de Gas y Fuego de la instalación, se introdujo una matriz de causa y efecto para simular el cierre de las válvulas del SPPE para los separadores Slug Catcher FA-4205A/B/C. En la Figura 2.22 se observan las acciones de cierre de las válvulas por medio de la matriz de causa y efecto una vez iniciado el fuego programado por medio de la hoja de cálculo y del programa de eventos “Event Scheduler”.

Cause And Effect Matrix Name: Fire Actions				
Input (Cause) Variables				
#	Object	Variable	Description	Tag
1	Fire Calculations	B6:	Start Fire	S-Fire
2			RESET	RESET
Output (Effect) Variables				
#	Object	Variable Description	Description	Tag
1	SDV4202	Actuator Failed	Close SDV4202	XX-4202
2	SDV102A	Actuator Failed	Close SDV102A	XX-102A
3	SDV102B	Actuator Failed	Close SDV102B	XX-102B
4	SDV102C	Actuator Failed	Close SDV102C	XX-102C

Figura 2.22 Acciones del SPPE en la matriz de causa y efecto por fuego confirmado.



En la Figura 2.23 se puede apreciar la estructura básica de la matriz de causa y efecto utilizada para el escenario de fuego, indicando el punto de disparo de los efectos (Cierre de válvulas) provocados por la causa (Fuego) por medio de la letra “X”

Connections							Parameters				C&E Matrix				Notes				
Cause and Effect Help...							Outputs (Effects)				Effect #	1	2	3	4				
											Bypass	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>				
											Reset	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>				
											Local Switch	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>				
Inputs (Causes)							#	Description	Tag	Value	Sw	OR		1	2	3	4		
							1	Start Fire	S-Fire	1.000	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	✓	X	X	X	X		
							2	RESET	RESET	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	✓	R	R	R	R		

Figura 2.23 Matriz de Causa y Efecto para el escenario de fuego.

## CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 3.1. Resultados HAZOP

#### 3.1.1. Evaluación y Jerarquización de riesgos.

Por medio de la técnica de Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP) se realizó la identificación de peligros y consecuencias de las desviaciones utilizadas para el desarrollo de la misma, posteriormente como parte de la metodología HAZOP, se realizó la jerarquización de los riesgos categorizándolos en matrices para daño al personal, impacto al medio ambiente, daño a la producción y daño a la instalación, obteniendo una ponderación de los riesgos y una categoría de región de riesgo como lo es No tolerable (A), Indeseable (B), ALARP (C) y Tolerable (D) para cada escenario de riesgo identificado dentro de los 3 nodos analizados. Estos escenarios identificados, al igual que las matrices de riesgo, se presentan en la parte de anexos, específicamente en el Anexo II.

Como resultado de la identificación de los peligros y de la jerarquización de los riesgos en matrices por medio de su categorización en frecuencia y consecuencia, se obtuvieron un total de 42 escenarios de riesgo en los tres nodos analizados de la plataforma Abkatun-A Compresión. La jerarquización de riesgos e identificación de peligros se realizó en base a los criterios establecidos en la Guía Técnica para realizar Análisis de Riesgos de Procesos (DCO-SDOSSPA-40-771-212) y Guía Operativa para realizar Análisis de Riesgos (GO-SS-TC-0002-2015) de la compañía PEMEX. Estos escenarios fueron categorizados en las regiones de riesgo antes mencionadas tal como se muestra en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1 Resumen de jerarquización de escenarios de riesgo.

Rubro	Región de Riesgo								Total
	A	No Tolerable	B	Indeseable	C	ALARP	D	Tolerable	
Daños al Personal	9 escenarios (21.4%)		9 escenarios (21.4%)		7 escenarios (16.7%)		17 escenarios (40.5%)		42 escenarios (100%)

<b>Impacto Ambiental</b>	<b>0 escenarios (0%)</b>	<b>3 escenarios (7%)</b>	<b>21 escenarios (50%)</b>	<b>18 escenarios (43%)</b>	<b>42 escenarios (100%)</b>
<b>Pérdida de Producción</b>	<b>0 escenarios (0%)</b>	<b>11 escenarios (26%)</b>	<b>19 escenarios (45%)</b>	<b>12 escenarios (29%)</b>	<b>42 escenarios (100%)</b>
<b>Daños a la Instalación</b>	<b>0 escenarios (0%)</b>	<b>2 escenarios (5%)</b>	<b>30 escenarios (71%)</b>	<b>10 escenarios (24%)</b>	<b>42 escenarios (100%)</b>

Una de las matrices más críticas e importantes, debido al daño irreparable como podrían ser lesiones graves e incluso pérdidas humanas, es la matriz de riesgo para daño al personal, para la cual se identificaron 9 (21.4%) escenarios en la zona No tolerable y 9 (21.4%) escenarios en la zona Indeseable de un total de 42 (100%) escenarios de riesgo identificados.

En las matrices de riesgo restantes no se identificaron escenarios en la zona “No tolerable”, el cual es un indicativo de la severidad de las consecuencias de los peligros hacia el personal. Sin embargo, existe un total de 25 escenarios dentro de las 4 matrices en la zona de riesgo “Indeseable (B)” para los cuales deben tomarse medidas permanentes inmediatas hasta reducirlos a la zona de riesgo “ALARP (C)” y en el mejor de los casos a la zona de riesgo “Tolerable (D)”.

### **3.1.2. Recomendaciones derivadas de la metodología HAZOP.**

Como parte del Análisis de Peligros y Operabilidad (HAZOP) se encuentra la etapa de recomendaciones emitidas debido a los peligros identificados, algunas recomendaciones o sugerencias incluyen añadir o mejorar salvaguardas, así como cambios de diseño, cambios de procedimiento o áreas para estudio futuro, por ejemplo, adicionar una alarma de presión redundante o revertir la secuencia de dos etapas operativas.

En la Tabla 3.2 se observan la recopilación del total de recomendaciones emitidas para todas las desviaciones de los escenarios identificados durante el desarrollo de la técnica HAZOP. Muchas

de las recomendaciones mostradas en la tabla coinciden para diferentes escenarios de riesgo que fueron generadas a partir de diferentes desviaciones de la seguridad del proceso estudiadas. En la columna de Desviación se aprecia el origen del escenario de riesgo, es decir, la desviación 1.1.1 proviene del escenario del Nodo 1 “Cabezal General de Succión de Módulos y Slug Catcher”, Desviación 1 “Mayor Presión” y Causa 1 “Incremento de volumen de gas recibido de otros centros de proceso”. De esta forma, se representa la interacción de las recomendaciones para cada escenario identificado respectivamente provocado por las desviaciones de la seguridad del proceso.

Tabla 3.2 Recomendaciones propuestas durante el análisis HAZOP.

Recomendaciones	Desviación
Instalar detección de gas y fuego para el FA-4205A/B/C.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5
Instalar detectores de gas toxico (H2S) y gas combustible (CH4) en área de embridaje de la SDV-4202 del cabezal de succión de gas amargo.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5
Instalar detección de gas y fuego para los paquetes de regulación PCV-4204A/B del cabezal de succión de gas amargo.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5
Reubicar la toma de los transmisores de presión de la SDV-4202 corriente abajo de la misma.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5
Instrumentar la válvula PCV-4204A/B, para que, adicional a su función de control de presión, pueda utilizarse como on-off (BDV) para el servicio de despresurización de emergencia.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5
Instalar detectores de gas combustible (CH4) y gas tóxico (H2S) en el rack de cabezales de módulos.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5, 2.1.1, 2.1.2, 2.1.3, 2.9.2, 2.9.3, 2.9.4
Instalar alarmas audibles y visibles (semáforo) en la plataforma e integrarlas al sistema de gas y fuego de áreas abiertas.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5, 2.1.1, 2.1.2, 2.1.3, 2.9.2, 2.9.3, 2.9.4
Indicar la operación, cuando se lleve a mantenimiento o libranza alguno de los paquetes de regulación PCV-4204A o PCV-4204B y el otro paquete quede en modo de operación manual, el operador debe vigilar de manera constante la presión en el cabezal de succión y ajustar manualmente el punto de ajuste del paquete de regulación que se mantenga operando o abrir el bypass del mismo para mantener la presión en el sistema.	Causas: 1.1.3
Instalar un transmisor indicador de nivel (LIT) y configurar en el SDMC una alarma por alto nivel LAH en cada slug cácher FA-4205A/B/C.	Causas: 1.5.1, 1.5.2

Configurar en el SDMC una alarma por bajo nivel LAL en cada slug cácher FA-4205A/B/C.	Causas: 1.6.1, 1.6.2
Instalar una ruta de evacuación alterna considerando el escenario de fuga en el cabezal general de succión de módulos y en la descarga general de módulos o línea de envío de gas amargo de Abk-D a Abk-N1.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5, 2.1.1, 2.1.2, 2.1.3, 2.9.2, 2.9.3, 2.9.4, 3.1.3, 3.1.4, 3.7.2, 3.7.3, 3.7.4, 3.7.5
Instalar un cabezal de agua contraincendios con boquillas de aspersión con válvula de diluvio, el cual se activará por la señal de confirmación de alta concentración de gas tóxico o fuego, proveniente del sistema de gas y fuego.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5, 2.9.2, 2.9.3, 2.9.4, 3.1.3, 3.1.4, 3.7.2, 3.7.3, 3.7.4, 3.7.5,
Realizar la determinación del SIL objetivo para el sistema de paro por emergencias del ciclo de vida de seguridad funcional.	Causas: 1.1.1, 1.1.2, 1.1.3, 1.1.4, 1.9.2, 1.9.3, 1.9.4, 1.9.5, 2.9.2, 2.9.3, 2.9.4, 3.1.3, 3.1.4, 3.7.2, 3.7.3, 3.7.4, 3.7.5
Instalar un transmisor indicador de presión PIT y configurar en el SDMC alarma por alta presión PAH en el FA-4208.	Causas: 2.1.2, 2.1.3
Instalar sistema de aspersión de agua contraincendios para el FA-4208.	Causas: 2.9.2, 2.9.3
Instalar detección de gas y fuego para el FA-4208, e interconectar al sistema de aspersión de agua contraincendios del mismo.	Causas: 2.9.2, 2.9.3
Indicar la operación de la válvula manual de 24", en la llegada de Abk-D hacia Atasta, la cual, debe permanecer abierta una vez que se ponga en operación esta línea y debe instalarse un señalamiento indicando las restricciones para su operación.	Causas: 3.1.3
Instalar un transmisor indicador de presión (PIT) en la línea de llegada de 24" proveniente de Abk-D (entre SDV-1102 y válvula manual de 24") e integrarlo al SDMC y configurar alarma por alta presión.	Causas: 3.1.3, 3.1.4
Instalar detectores de gas toxico y gas combustible en la línea de gas amargo de Abk-D a Abk-N1.	Causas: 3.1.3, 3.1.4, 3.7.2, 3.7.3, 3.7.4

Algunas recomendaciones fueron realizadas independientemente de la existencia de los sistemas y/o elementos instalados en la plataforma, tal como la instalación de un sistema de Gas y Fuego y la instalación de alarmas, en este caso, las recomendaciones se realizan con la finalidad de ajustar o implementar nuevos sistemas para mitigar o reducir el impacto de las consecuencias de los peligros.

Las recomendaciones restantes fueron realizadas de manera puntual hacia algunas zonas del proceso de la plataforma Abkatun-A Compresión, las cuales contemplan la adición de elementos primarios de medición, ajuste y configuraciones en el SDMC (Sistema de Monitoreo y Control)

y especificaciones hacia la operación del proceso en la que intervienen actividades de mantenimiento y trabajos de los operadores en campo.

Como una recomendación particular para estudios posteriores que pudieran complementar la técnica cualitativa HAZOP, se indicó realizar la determinación del Nivel de Integridad de Seguridad Objetivo (SILobj), esta determinación es una etapa importante en el uso de la técnica LOPA (Análisis de las Capas de Protección), ya que el SIL objetivo, determinado con base a las matrices de riesgo, sirve de punto clave para la asignación del SIL correspondiente requerido para las Capas de Protección Independiente de la plataforma Abkatun-A Compresión, la determinación de estos SIL genera a su vez, una serie de Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) con la finalidad de reducir el riesgo.

La verificación de los resultados obtenidos durante un análisis HAZOP se basa en la correcta aplicación de las técnicas, normas y estándares establecidos para la realización de los análisis de riesgo, a pesar de ello, la identificación de peligros y asignación de frecuencias y consecuencias varía de acuerdo a los estándares establecidos en cada compañía u organismo encargado del desarrollo del mismo. Una forma de verificar y comparar las recomendaciones obtenidas en el estudio HAZOP es compararlo con proyectos semejantes, sin embargo, debido a la poca literatura encontrada sobre los estudios HAZOP aplicados a instalaciones costa fuera, únicamente se comparó con el trabajo realizado por R. J. Mulvihill e Irvine Fluor Daniel en el análisis de diseño conceptual de una plataforma costa fuera de procesamiento de gas (R. J. Mulvihill, 1988). Este trabajo arrojó ciertos peligros y problemas operativos como:

1. Liberación de vapores de hidrocarburos y mezcla de combustible a la atmósfera con peligro de incendio y explosión.
2. Sobrepresión de recipientes y tuberías generando ruptura y eventos de sobrepresión.
3. Implosión de recipientes.
4. Liberación de líquidos peligrosos y gases tóxicos en áreas de personal.
5. Falta de oxígeno en algún modulo provocando asfixia por nitrógeno.
6. Importante daño de equipos.
7. Importante retraso en la operación.

Como parte de las medidas y recomendaciones ejercidas para las anteriores problemáticas se recomendó de manera general:

1. La instalación de una válvula de alivio en el cabezal de producción conectada al sistema de venteo de alta presión con la finalidad de proteger contra alguna sobrepresión a un recipiente de producción.
2. La función ejercida por el sistema de paro para el cierre de la válvula de operación remota de producción tras una sobrepresión o evento de bajo flujo.
3. Configuración de una alarma de alto nivel y un cierre automático de la válvula de un separador para prevenir el acarreo de líquido hacia el compresor tras el fallo del lazo de control de nivel del mismo.

Con esto podemos observar ciertas similitudes entre los peligros identificados y las recomendaciones ejercidas para el proceso de compresión de la plataforma Abkatun-A Compresión y el proyecto anteriormente mencionado, sin embargo es necesario resaltar la diferencia en la filosofía de operación e intención de diseño de los procesos en comparación.

### **3.2. Análisis de Capas de Protección (LOPA)**

Los resultados obtenidos en el Análisis de Capas de Protección ayudan a decidir cuanta reducción adicional a un riesgo puede requerirse para alcanzar el nivel de riesgo tolerable de la compañía u organización.

El método inicia con los resultados obtenidos del estudio HAZOP y continúa con los peligros de mayor riesgo identificados documentando la causa o evento iniciador y las capas de protección que pueden contribuir con la reducción del riesgo. De esta manera, si se requiere una reducción de riesgo adicional y si esta se proporciona por una Función Instrumentada de Seguridad (FIS), la metodología LOPA permite la determinación del Nivel de Integridad de Seguridad (SIL) y su Factor de Reducción de Riesgo (FRR) apropiado para cada FIS, en base a lo anterior por medio del análisis LOPA se obtuvo la determinación de las Funciones

Instrumentadas de Seguridad, con su respectivo SIL y FRR, apropiadas para garantizar la mayor reducción de riesgo posible o para alcanzar el criterio de riesgo tolerable. Las FIS se muestran en la Tabla 3.3.

En la Tabla 3.3 se presentan un total de 7 Funciones Instrumentadas de Seguridad proporcionadas para el Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) correspondiente al Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE), esto debido a que se determinó la reducción de riesgo que debían de proporcionar así como el SIL requerido para cada FIS, por medio de la incorporación de alguna Capa de Protección (Función o elemento) extra capaz de mitigar o reducir el riesgo, esto gracias al desarrollo del análisis LOPA. Además, en la tabla se observa el peligro que previene la incorporación de cada FIS al sistema y la secuencia de acciones para el desarrollo de cada FIS de acuerdo al Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE).

Tabla 3.3 Funciones Instrumentadas requeridas en la plataforma Abkatun-A Compresión.

Funciones Instrumentadas Generadas en LOPA	Peligro a Prevenir	Escenarios Utilizados	Acciones Secuenciales
FIS-01: Instrumentar la SDV-4202 mediante actuador, y transmisores de presión corriente abajo de la misma. Con acción de cierre por alta-alta presión cuyo comando provenga del SPPE. Esta función instrumentada de seguridad debe diseñarse para proporcionar un factor de reducción del riesgo (FRR) de 10 y un SIL 1.	Alta presión en cabezal general de módulos y Slug cácher, ocasionando fuga e incendio y explosión que afecten el área aledaña.	1.1, 1.2, 1.4, 1.5	1.- Cierra SDV-4202, TC: 36 s
FIS-02: Instrumentar la SDV-4202 mediante actuador, y transmisores de presión corriente abajo de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión cuyo comando provenga del SPPE. Esta función	Fuga o ruptura en cabezal general de módulos y Slug cácher, ocasionando atmosferas inflamables y toxicas así como	1.6, 1.7, 1.8, 1.9, 1.11	1.- Cierra SDV-4202, TC: 36 s 2.- Apertura de PCV-4204 A/B.



<p>instrumentada de seguridad debe diseñarse para proporcionar un factor de reducción del riesgo (FRR) de 100 y un SIL 2.</p>	<p>incendio y explosión que afecten el área aledaña.</p>		
<p>FIS-03: Instrumentar la SDV-4017 mediante actuador, y transmisores de presión corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión cuyo comando provenga del SPPE. Esta función instrumentada de seguridad debe diseñarse para proporcionar un factor de reducción del riesgo (FRR) de 100 y un SIL 2.</p>	<p>Fuga o ruptura en la descarga general de módulos de compresión hacia Atasta, ocasionando atmosferas inflamables y toxicas así como incendio y explosión que afecten el área aledaña.</p>	<p>2.9, 2.10, 2.11, 2.12, 2.1.3</p>	<p>1.- Cierre de SDV-4017, TC: 20 s. 2.- Paro de módulos de compresión 1, 2 y 3 3.- Apertura de BDV-4011 con un tiempo de retardo de 20 s. a partir de la señal de disparo de la SDV-4017.</p>
<p>FIS-04: Instrumentar la SDV-4201 mediante actuador, y transmisores de presión corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión cuyo comando provenga del SPPE. Esta función instrumentada de seguridad debe diseñarse para proporcionar un factor de reducción del riesgo (FRR) de 100 y un SIL 2.</p>	<p>Fuga o ruptura en la descarga general de módulos de compresión (salida) hacia Atasta, ocasionando atmosferas inflamables y toxicas así como incendio y explosión que afecten el área aledaña.</p>	<p>2.9, 2.10, 2.11, 2.12, 2.1.3</p>	<p>1.- Cierre de SDV-4201, TC: 36 s. 2.- Cierre de SDV-4017, TC: 20 s. 3.- Apertura de BDV-4011, con un tiempo de retardo de 20 s. a partir de la señal de disparo de la SDV-4017. 4.- Cierre de SDV-1102, TC: 24 s. 5.- Apertura de BDV-4012, con un tiempo de retardo de 24 s. a partir de la señal de disparo de la SDV-1102. 6.- Cierre de SDV-5103, TC: 16 seg.</p>

			7.-Paro de módulos de compresión 1, 2 y 3
FIS-05: Instrumentar la SDV-1102 mediante actuador, y transmisores de presión corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por alta-alta presión cuyo comando provenga del SPPE. Esta función instrumentada de seguridad debe diseñarse para proporcionar un factor de reducción del riesgo (FRR) de 100 y un SIL 2	Mayor presión en línea de envío (llegada) de gas amargo de Abk-D a Abk-N1, ocasionando fuga e incendio y explosión que afecten el área aledaña.	3.1, 3.2, 3.3, 3.4	1.- Cierre de SDV-1102, TC: 24 s. 2.- Cierre de SDV-5103, TC: 16 s.
FIS-06: Instrumentar la SDV-1102 mediante actuador, y transmisores de presión corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión cuyo comando provenga del SPPE. Esta función instrumentada de seguridad debe diseñarse para proporcionar un factor de reducción del riesgo (FRR) de 100 y un SIL 2	Fuga o ruptura en línea de envío (llegada) de gas amargo de Abk-D a Abk-N1, ocasionando fuga e incendio y explosión que afecten el área aledaña.	3.5, 3.6, 3.7, 3.8	1.- Cierre de SDV-1102, TC: 24 s. 2.- Cierre de SDV-5103, TC: 16 s.
FIS-07 Instrumentar la SDV-5103 mediante actuador, y transmisores de presión corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión cuyo comando provenga del SPPE. Esta función instrumentada de seguridad debe diseñarse para proporcionar un factor de reducción del riesgo (FRR) de 100 y un SIL 2.	Fuga o ruptura en línea de envío (salida) de gas amargo de Abk-D a Abk-N1, ocasionando fuga e incendio y explosión que afecten el área aledaña.	3.5, 3.6, 3.7, 3.8	1.- Cierre de SDV-5103, TC: 16 s. 2.- Cierre de SDV-1102, TC: 24 s.

Una vez que se obtuvieron las Funciones Instrumentadas de Seguridad con su Nivel Integral de Seguridad, se procedió con la evaluación de las mismas en el proceso desarrollado por medio de la simulación dinámica en Aspen HYSYS Dynamics, ya que en esta instancia se obtuvieron los eventos iniciadores , peligros a prevenir y las indicaciones de cada una de las Funciones Instrumentadas de Seguridad a evaluar en el Sistema de Paro por Emergencia de acuerdo a la secuencia de acciones de cierre para la instrumentación en cada una de ellas.

Posteriormente, de acuerdo al ciclo de vida de seguridad funcional definido en IEC 61511-1 y en la Norma de Referencia de Pemex (NRF-045-PEMEX-2010), una vez evaluadas y verificadas las Funciones Instrumentadas de Seguridad en el proceso de compresión de la plataforma Abkatun-A, se continuó con el ciclo de vida, particularmente con la etapa de Especificación de los Requerimientos de Seguridad y definición de arquitectura de los subsistemas.

### **3.3. Simulación Estacionaria**

Para realizar la simulación dinámica se construyó el esquema del proceso y llevó a cabo la simulación estacionaria con la finalidad de obtener los datos de balances de materia y energía del proceso. La Figura 3.1 muestra el esquema general del proceso de la plataforma Abkatun-A Compresión realizado en la simulación estacionaria, el cual se llevó cabo por medio del Simulador HYSYS V8.8 de Aspentech.

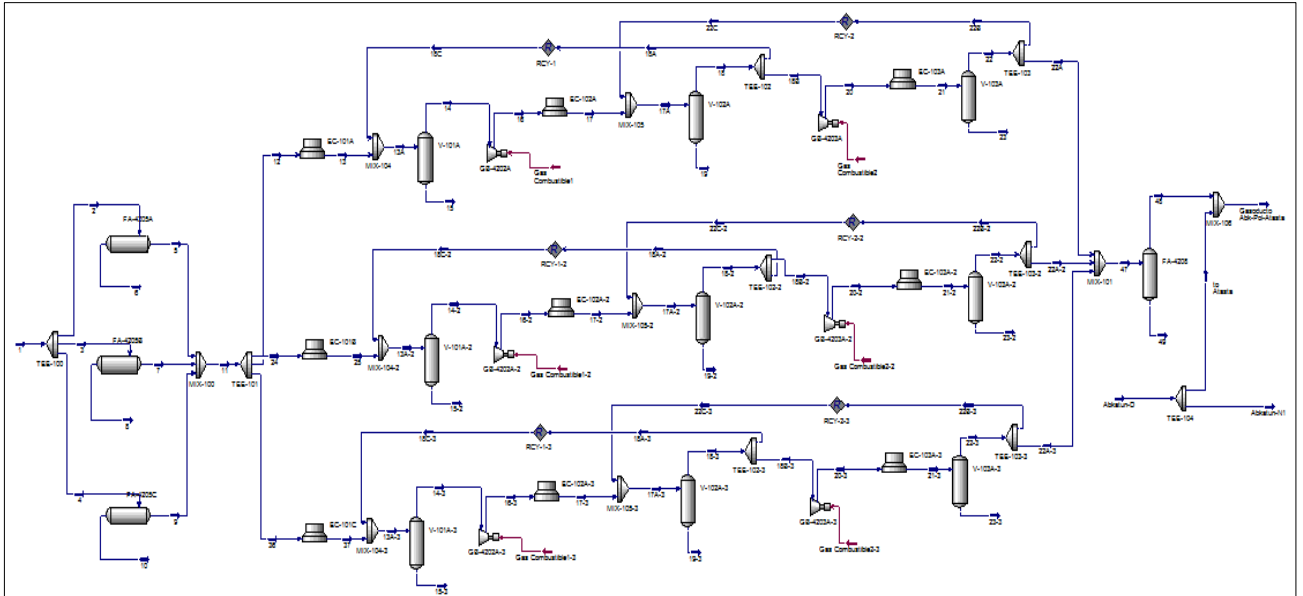


Figura 3.1 Diagrama del proceso de Abkatun-A compresión en estado estacionario.

La alimentación al proceso y los tres separadores Slug Catcher FA-4205A/B/C mostrados en la Figura 3.2, reciben en total 336 MMSCFD de gas amargo (112 MMSCFD respectivamente), a una presión de  $4.8 \text{ kg/cm}^2$  y una temperatura de  $42^\circ\text{C}$ , los cuáles se encargan de eliminar las trazas de humedad de gas amargo, ya que prácticamente el flujo molar de condensados en la corriente de salida de los separadores Slug Catcher es cero.

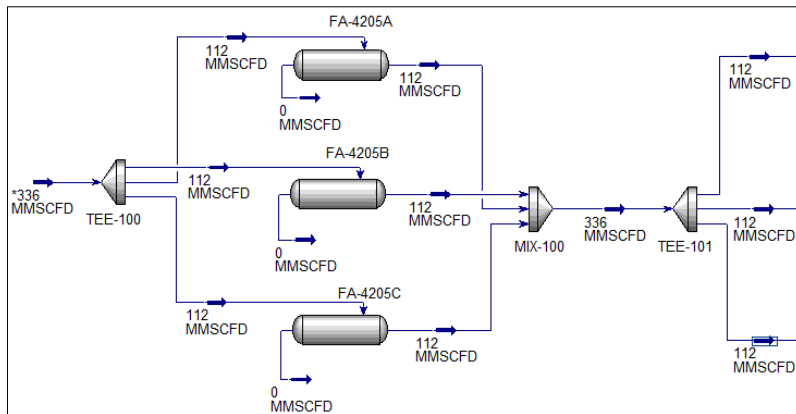


Figura 3.2. Succión de gas amargo y separadores Slug Catcher FA4205A/B/C.

Posteriormente, el flujo de gas amargo alimentado a cada uno de los módulos de compresión es de 112 MMSCFD aproximadamente, ingresando a una presión de  $4.6 \text{ kg/cm}^2$  y una temperatura

de 41.85°C. En la Figura 3.3 se representa el módulo de compresión A, el cual, es una representación de los 3 módulos de compresión existentes, esta etapa está conformada por enfriadores tipo soloaire, separadores y compresores. A la salida de cada módulo se maneja un flujo molar de 100.2 MMSCFD, descarga a una presión y temperatura de 62.80 kg/cm<sup>2</sup> y 47.92°C respectivamente.

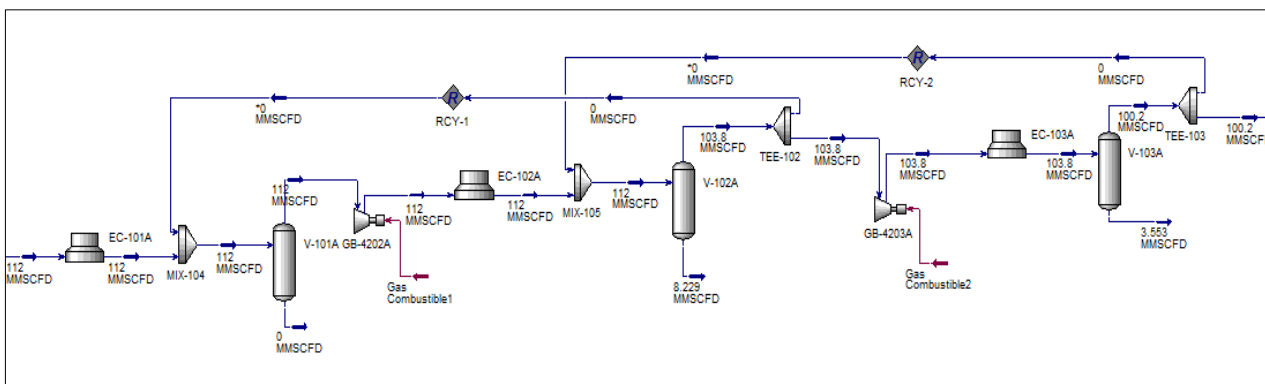


Figura 3.3 Módulo de Compresión A y equipos involucrados.

El separador FA-4208 recibe un total de 300.7 MMSCFD de gas proveniente de la descarga de los módulos de compresión, además en esta parte del proceso se integra una corriente proveniente del complejo Abkatun-D la cual alimenta un flujo de gas aproximado de 347.5 MMSCFD, enviando un total de 600.6 MMSCFD de gas hacia el Centro de Procesamiento y Distribución de Gas Atasta y 47.5 MMSCFD hacia el Centro Operativo Abkatun-N1 como se muestra en la Figura 3.4.

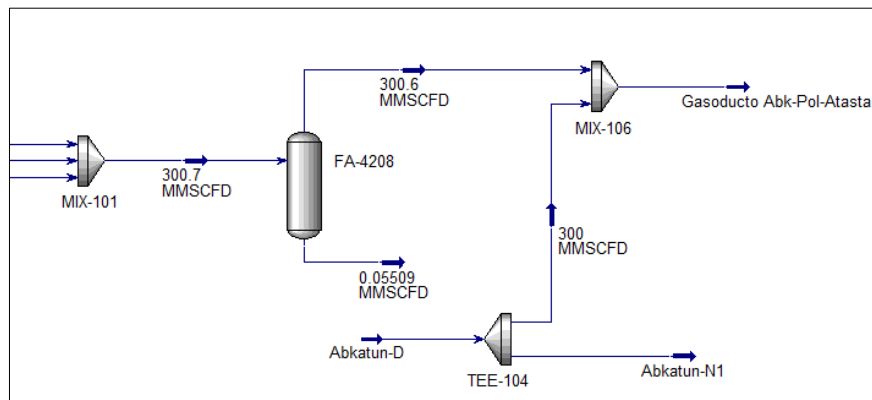


Figura 3.4 Descarga de gas hacia Atasta y Abkatun-N1.

En la Tabla 3.4 se observan los resultados de los datos de operación de los equipos del proceso obtenidos de la simulación estacionaria, específicamente las variables de presión en kg/cm<sup>2</sup> man. y temperatura en °C.

Tabla 3.4 Resultados de operación obtenidos en simulación estacionaria.

TAG	DESCRIPCIÓN	PRESIÓN DE OPERACIÓN (kg/cm <sup>2</sup> man)	TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°C)
FA-4205A	Separadores de Gas (Slug Catcher)	4.8	42.0
FA-4205B	Separadores de Gas (Slug Catcher)	4.8	42.0
FA-4205C	Separadores de Gas (Slug Catcher)	4.8	42.0
EC-101A/B/C	Enfriador de Gas de Baja tipo Soloaire	4.6	Tent.= 42.0 Tsal.= 42.0
EC-102A/B/C	Enfriador de Gas de Alta Presión 1ra. Etapa tipo Soloaire	24.0	Tent.= 145 Tsal.= 48
EC-103A/B/C	Enfriador de Gas de Alta Presión 2da. Etapa tipo Soloaire	63.0	Tent.= 121 Tsal.= 48
V-101A	Separador de Succión 1ra. Etapa	4.6	41.70
V-102A	Separador Interetapa	24.0	47.86
V-103A	Separador de Descarga	63.0	47.92
V-101B	Separador de Succión 1ra. Etapa	4.6	41.70
V-102B	Separador Interetapa	24.0	47.86
V-103B	Separador de Descarga	63.0	47.92
V-101C	Separador de Succión 1ra. Etapa	4.6	41.70
V-102C	Separador Interetapa	24.0	47.86
V-103C	Separador de Descarga	63.0	47.92
GB-4202A	Compresor de Gas 1ra. Etapa	Pent.= 4.4 Psal.= 24.0	Tent. 41.70 Tsal.= 145
GB-4202B	Compresor de Gas 1ra. Etapa	Pent.= 4.4 Psal.= 24.0	Tent. 41.70 Tsal.= 145

GB-4202C	Compresor de Gas 1ra. Etapa	Pent.= 4.4 Psal.= 24.0	Tent. 41.70 Tsal.= 145
GB-4203A	Compresor de Gas 2da. Etapa	Pent.= 23.8 Psal.= 63.0	Tent. 47.86 Tsal.= 121.2
GB-4203B	Compresor de Gas 2da. Etapa	Pent.= 23.8 Psal.= 63.0	Tent. 47.86 Tsal.= 121.2
GB-4203C	Compresor de Gas 2da. Etapa	Pent.= 23.8 Psal.= 63.0	Tent. 47.86 Tsal.= 121.2
FA-4208	Separador de Gas	62.60	47.84

Los resultados obtenidos de la simulación estacionaria fueron verificados y comparados con datos proporcionados de Pemex, debido a que los datos de alimentación del proceso introducidos en la simulación estacionaria fueron obtenidos directamente de datos de Pemex, se corroboró a lo largo del proceso llevado a cabo en la simulación que los datos fueran semejantes para así tener la certeza de una simulación lo más apegada a la realidad. En la Tabla 3.5 se muestran los resultados de composición de las corrientes de salida del proceso, y se comparan dos de ellas con los datos proporcionados por Pemex, observando que los resultados son semejantes y demuestran que la simulación estacionaria proporciona valores muy cercanos a la realidad con variaciones insignificantes del orden de las milésimas.

*Tabla 3.5 Comparación de datos de simulación y datos reales de proceso en el FA-4208.*

Características	Datos de Simulación		Datos de Pemex	
	SAL.GAS FA-4208	SAL.LIQ FA-4208	SAL.GAS FA-4208	SAL.LIQ FA-4208
CO <sub>2</sub>	0.0362	0.0200	0.0362	0.0198
H <sub>2</sub> S	0.0258	0.0287	0.0258	0.0280
Nitrógeno	0.0137	0.0020	0.0136	0.0019
Metano	0.6921	0.2155	0.6915	0.2209
Etano	0.1134	0.1061	0.1132	0.1076
Propano	0.0626	0.1309	0.0625	0.1298
i-Butano	0.0091	0.0337	0.0090	0.0337
n-Butano	0.0229	0.1064	0.0230	0.1047
i-Pentano	0.0053	0.0435	0.0049	0.0400

<b>n-Pentano</b>	0.0057	0.0561	0.0059	0.0547
<b>Corte 1. C6</b>	0.0126	0.2461	0.0133	0.2477
<b>Corte2. Metil-Ciclo-C5</b>	0.0006	0.0112	0.0004	0.0104
<b>n-Hexano</b>	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
<b>n-Heptano</b>	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
<b>MMPCSD (Gas)</b>	300.5988	0.000	300.66	0.0000
<b>BPD (Liq)</b>	0.0000	38.26	0.0000	39.29
<b>Presión (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	62.60	62.60	62.60	62.60
<b>Temperatura (°C)</b>	47.8426	47.8426	47.84	47.84
<b>Densidad total (kg/m<sup>3</sup>)</b>	70.6419	518.0424	70.6494	523.485
<b>Peso molecular</b>	23.8906	51.1999	23.9312	50.9765

### **3.4. Simulación Dinámica**

#### **3.4.1. Análisis del SPPE del sistema de compresión mediante simulación dinámica.**

Mediante la simulación dinámica de los escenarios y lógicas para cada una de las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) que conforman el Sistema de Paro por Emergencia de la Plataforma Abkatun-A Compresión, se evaluó dinámicamente la respuesta del sistema a la activación de las FIS, lo cual prevé los tiempos de cierre y aperturas de las válvulas de paro de emergencia Shutdown Valves (SDV) y válvulas de despresurización Blowdown (BDV), así como las acciones secundarias de las Funciones Instrumentadas de Seguridad.

Los tiempos de despresurización del sistema se basan en lo establecido en el API RP 521, el cual establece que la presión en los equipos debe reducirse desde sus condiciones iniciales hasta un 50% de su presión de diseño en un tiempo menor a 15 minutos, basándose en el criterio de temperatura de la pared del recipiente contra el esfuerzo requerido para su ruptura, el cual aplica generalmente para recipientes de acero al carbón con espesores de pared igual o mayores a 1 pulgada, mientras que para espesores menores se necesita un tiempo de despresurización menor (API RP 521, 2014).



Uno de los objetivos principales de la de la configuración del SPPE en la simulación dinámica de proceso es monitorear al proceso de forma integral observando que el sistema desenlace de la mejor manera sin provocar desviaciones que pudieran comprometer la integridad y seguridad del proceso a desenlace del SPPE. Los escenarios de riesgo simulados se encuentran ligados a los Eventos Iniciadores establecidos en el análisis de capas de protección mediante la metodología LOPA que a su vez obtiene los datos de la identificación de peligros mediante la metodología HAZOP. En los resultados se presentan únicamente las FIS-1, FIS-2, FIS-3, FIS-4, FIS-5 y FIS-6, ya que la FIS-7, presenta un comportamiento por baja-baja presión similar a la FIS-6. Además, se presenta un escenario de fuego en los separadores FA-4205A/B/C, esto con la finalidad de verificar el correcto dimensionamiento de las válvulas de alivio (PSV) de cada separador y el comportamiento de los separadores ante la activación del SPPE, debido a que dichos separadores presentan la más baja presión de diseño y son los de mayor tamaño en el proceso de compresión.

#### **3.4.1.1. Evaluación dinámica de la FIS-1 por Alta-Alta Presión (SDV-4202).**

La Función Instrumentada de Seguridad FIS-1 corresponde a la válvula de corte SDV-4202, actuador y transmisores de presión colocados corriente abajo de la misma con acción de cierre por alta-alta presión en el SPPE. La SDV-4202 se encuentra instalada sobre la línea de alimentación a los separadores FA-4205A/B/C y presenta un diámetro de 36”.

Para simular dinámicamente la activación de la FIS-1, se desarrolló un escenario dentro de la simulación de acuerdo a los Eventos Iniciadores establecidos en el Análisis de Capas de Protección mediante la metodología LOPA que a su vez obtiene los datos de la Identificación de Peligros mediante la metodología HAZOP. Para fines de la simulación dinámica se construye un escenario de riesgo combinando el evento iniciador del incremento del volumen de gas recibido de otros centros de proceso combinado con una falla de PCV-4204A o PCV-4204B representadas en la Figura 3.5, a fin de provocar las condiciones de cierre de la SDV-4202 por Alta-Alta presión.

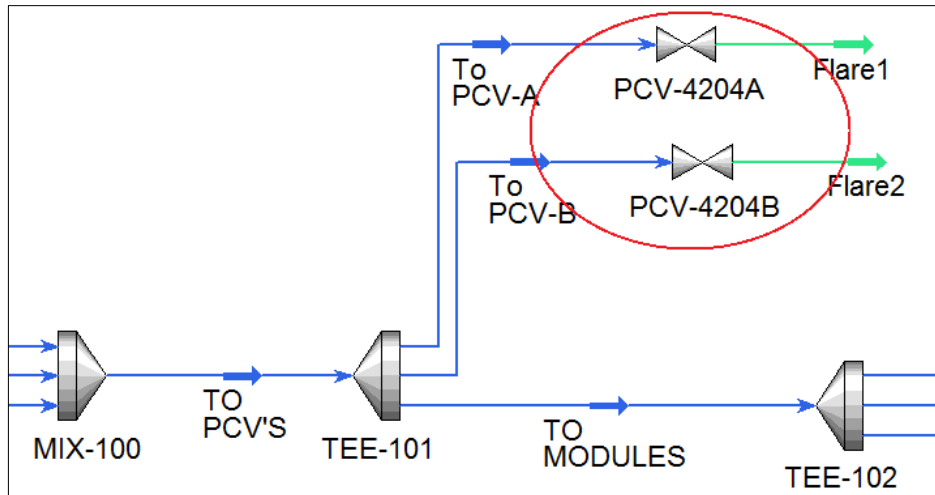


Figura 3.5 Diagrama de las Válvulas reguladoras de presión PCV-4204A/B.

Una vez provocadas las condiciones de cierre de la SDV-4202 por Alta-Alta presión de 6.8 kg/cm<sup>2</sup>g, por medio del incremento de gas recibido en la alimentación a través de un controlador y una válvula de flujo, se activó la Función Instrumentada de Seguridad FIS-1 con el objetivo de mitigar la desviación provocada. La Figura 3.6 muestra la SDV-4202 y la activación de la Función Instrumentada de Seguridad FIS-1 por medio de la matriz de causa y efecto FIS-1, así como la válvula usada para desarrollar dicho evento iniciador.

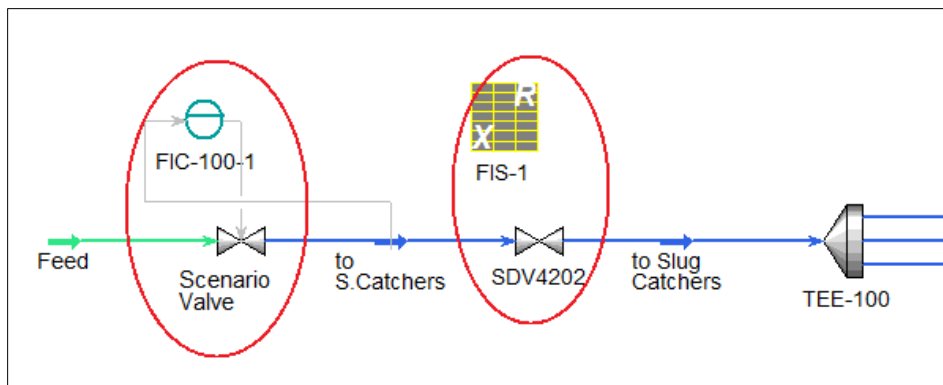


Figura 3.6 Válvula para el escenario, válvula SDV-4202 y activación de la FIS-1.

Ante la activación de la FIS-1, la primer parte del proceso observada fue la sección de los separadores Slug Catcher que reciben la alimentación de gas amargo, en la Figura 3.7 se muestra el esquema del Separador FA-4205A en la simulación dinámica, tomándose como ejemplo de representación de los dos Separadores restantes FA-4205B/C.

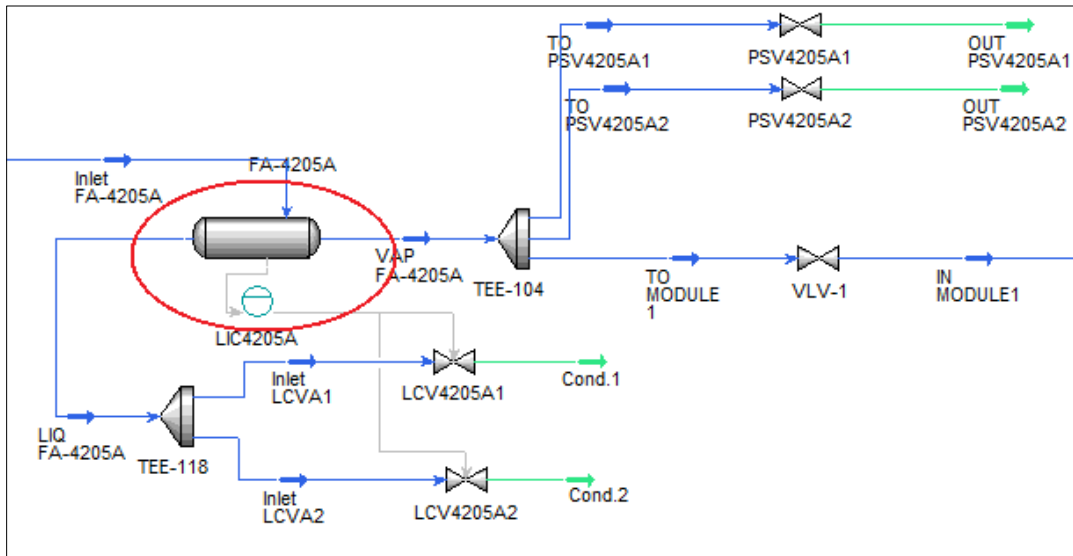


Figura 3.7 El separador FA-4205A en la simulación dinámica de la FIS-1.

El comportamiento de presión, flujo y nivel en función del tiempo para los separadores de alta presión FA-4205A/B/C se muestra en la Figura 3.8, en la cual se puede observar un incremento progresivo de la presión a partir de  $4.7 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  provocado por la desviación de falla de las PCV-4204A y PCV-4204B aunado a un incremento en el flujo del volumen de gas recibido de otros centros de proceso. Sin embargo, una vez alcanzada la presión de cierre de  $6.8 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ , aproximadamente 38 segundos después del aumento de presión, la válvula de corte SDV-4202 cierra, provocando con esto que la presión comience a disminuir hasta llegar a presión atmosférica y el flujo de gas alimentado llegue a un valor de 0 MMPCSD en un tiempo aproximado de 36 segundos. Además el nivel de líquido tiene un insignificante aumento hasta 0.24% y disminuye nuevamente a su valor de set point ante el corte de flujo en la alimentación y de la regulación de nivel por medio de las válvulas de nivel LCV-4205A1/A2/B1/B2/C1/C2.

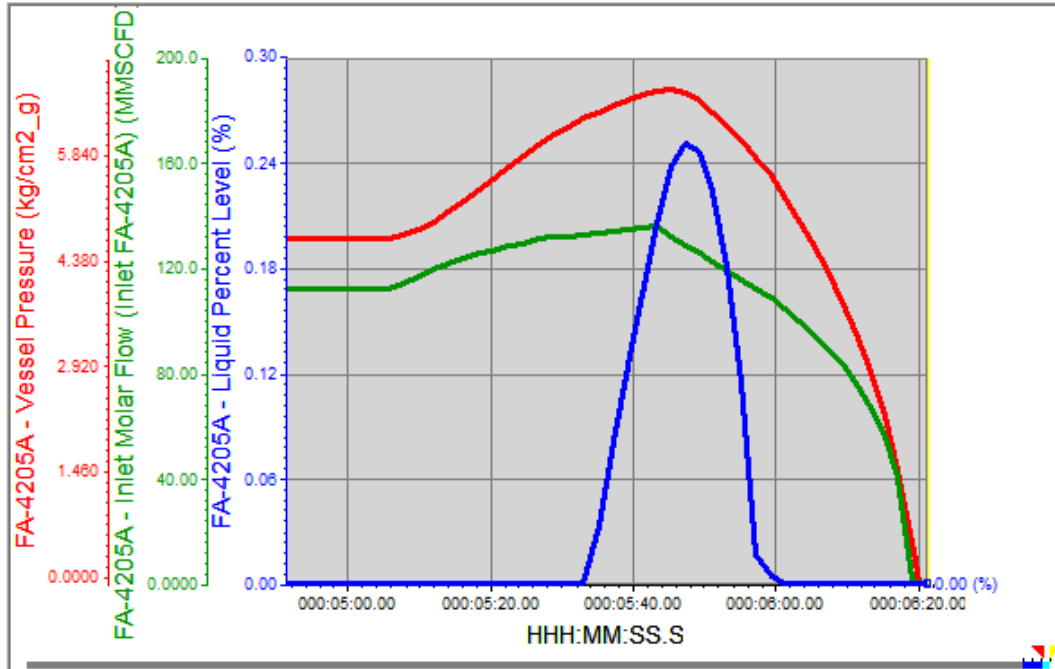


Figura 3.8 Perfil de comportamiento presión, flujo molar y nivel en los separadores FA-4205A/B/C.

Una vez cerrada la SDV-4202 el proceso continúa en operación por lo que es necesario monitorear el comportamiento del mismo. La salida de los separadores Slug Catcher se dirige a los 3 módulos de compresión. Sin embargo una vez cerrada la SDV-4202 comienza a disminuir la presión hasta activar el sistema antisurge, con la alimentación bloqueada hacia los separadores, la primera etapa de compresión (GB-4202A/B/C) comienza a resentir al disminución en el flujo por lo que el control surge del compresor comienza a abrir la válvula antisurge FCV-151A mostrada en la Figura 3.9 para recircular el gas hacia el separador V-101A.

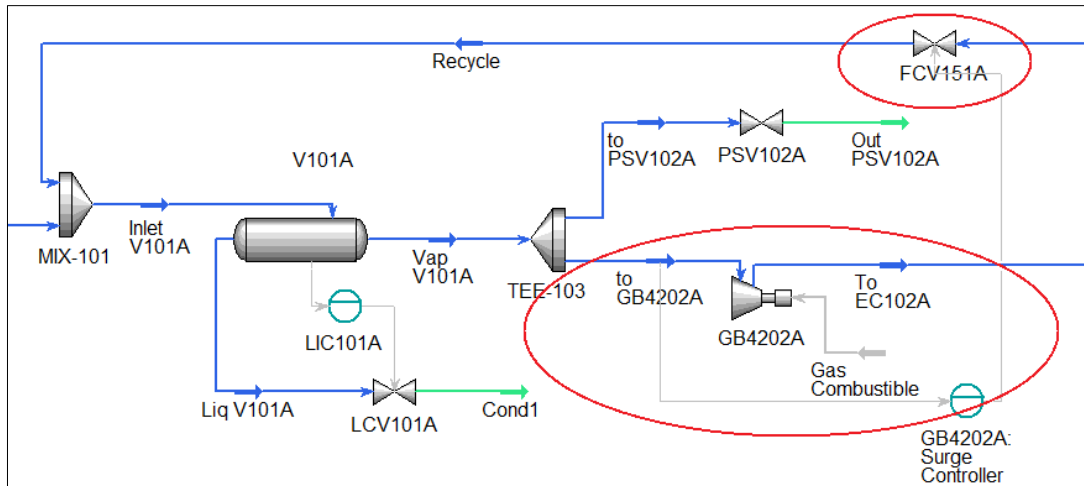


Figura 3.9 Diagrama que muestra la Válvula Surge FCV-151A y Primera etapa de compresión GB-4202A.

A la salida de los separadores Slug Catcher, en los módulos de compresión se tiene el separador V-101A/B/C, el cual se muestra en la Figura 3.10, previamente el gas fluye a través de un enfriador tipo soloaire EC-101A. Una vez que el gas es separado fluye hacia la primera etapa de compresión en el compresor GB-4202A/B/C para cada módulo respectivamente.

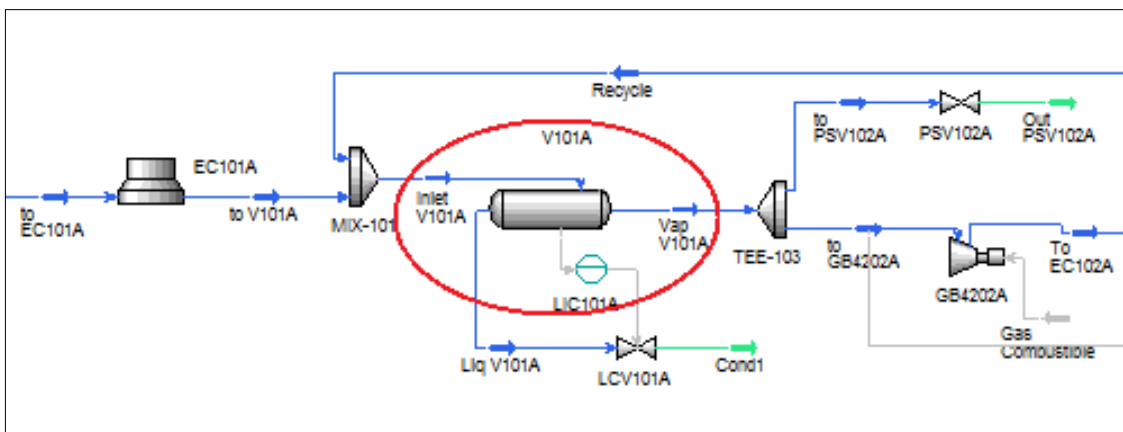


Figura 3.10 Separador de primera etapa V-101A.

El histórico de presión, flujo de gas alimentado y nivel ante la activación de la FIS-1 del separador V-101A/B/C, se muestra en la Figura 3.11, donde se observa un aumento de flujo de gas alimentado llegando hasta 135.3 MMPCSD debido al incremento de flujo en la alimentación proveniente de otros centros de proceso, con esto, se tiene un aumento de presión desde 4.4

kg/cm<sup>2</sup>g hasta 6.5 kg/cm<sup>2</sup>g. Después de transcurridos 38 segundos se observa una disminución en el flujo y en la presión en el separador V-101A/B/C debido al cierre de la válvula de corte SDV-4202. Además no se observa ningún incremento en el nivel de líquido manteniéndose en su set point desde el inicio de la desviación gracias a la regulación de la válvula controladora de nivel LCV-101A/B/C.

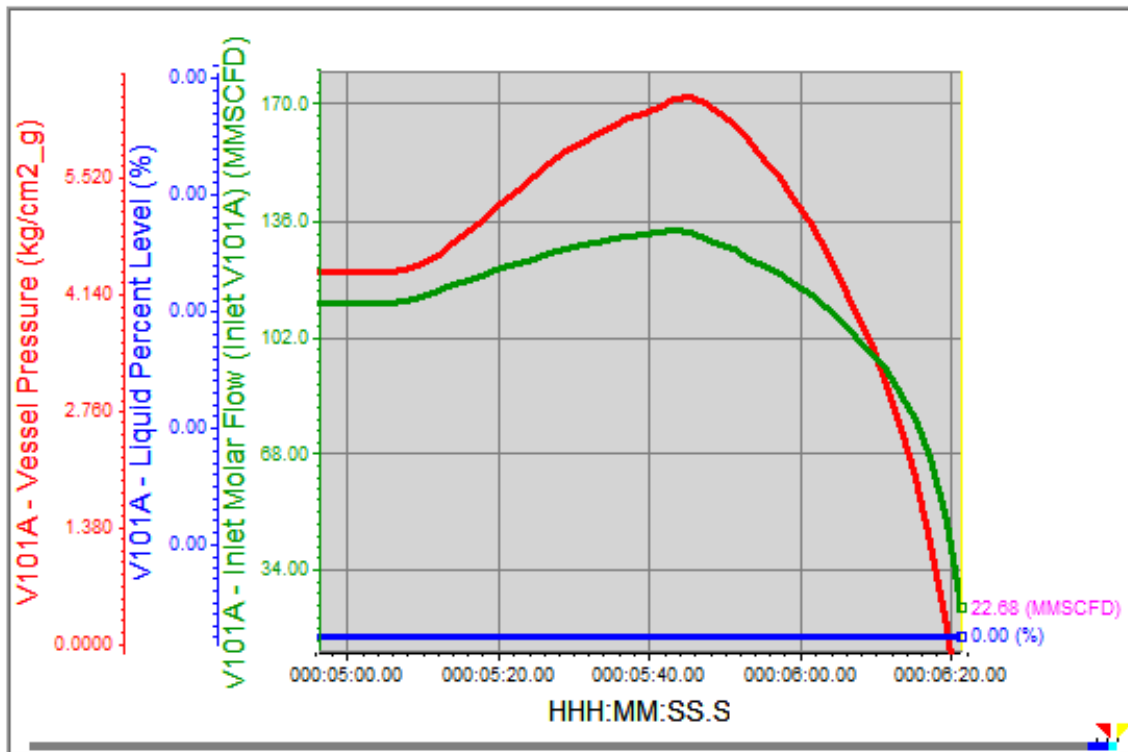


Figura 3.11 Perfil de comportamiento de presión en el separador de primera etapa V-101A.

Una vez que el gas sale de la primera etapa de compresión llega a los separadores V-102A/B/C y V-103A/B/C mostrados en la figura 3.12, los cuales se encuentran antes y después de la segunda etapa de compresión respectivamente.

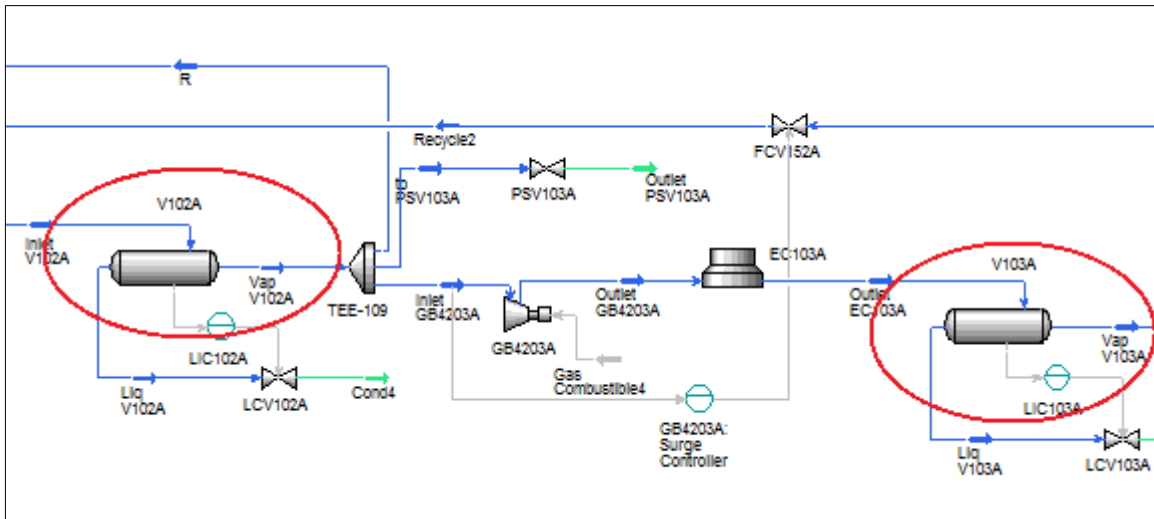


Figura 3.12 Diagrama que muestra los Separadores interetapa V-102A y de descarga V-103A en el módulo de compresión A.

La Figura 3.13 muestra el perfil del comportamiento de la presión y el flujo de gas alimentado en el separador V-102A/B/C, donde se observa un incremento en el flujo de gas provocando un aumento de presión desde  $23.8 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  hasta alcanzar  $27.5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  en un tiempo aproximado de 38 segundos después de haber iniciado la desviación, una vez alcanzada esta presión en el separador, se observa una disminución en la presión con un valor de  $14.19 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  tras haber transcurrido 1.23 minutos de la desviación de la presión. También se observa un incremento progresivo en el flujo de gas de los separadores debido al aumento de flujo en la alimentación procedente de otros centros de proceso, el aumento de flujo se dio en un tiempo aproximado de 38 segundos antes de alcanzar el cierre de la SDV-4202 por alta-alta presión. Una vez cerrada la SDV-4202, el flujo de gas comienza a disminuir en los separadores. Sin embargo, con la disminución de presión y el cierre de la válvula de corte SDV-4202, se activa el sistema *antisurge* por baja presión y flujo, debido una falta de flujo de gas en la succión de la primera etapa de compresión.

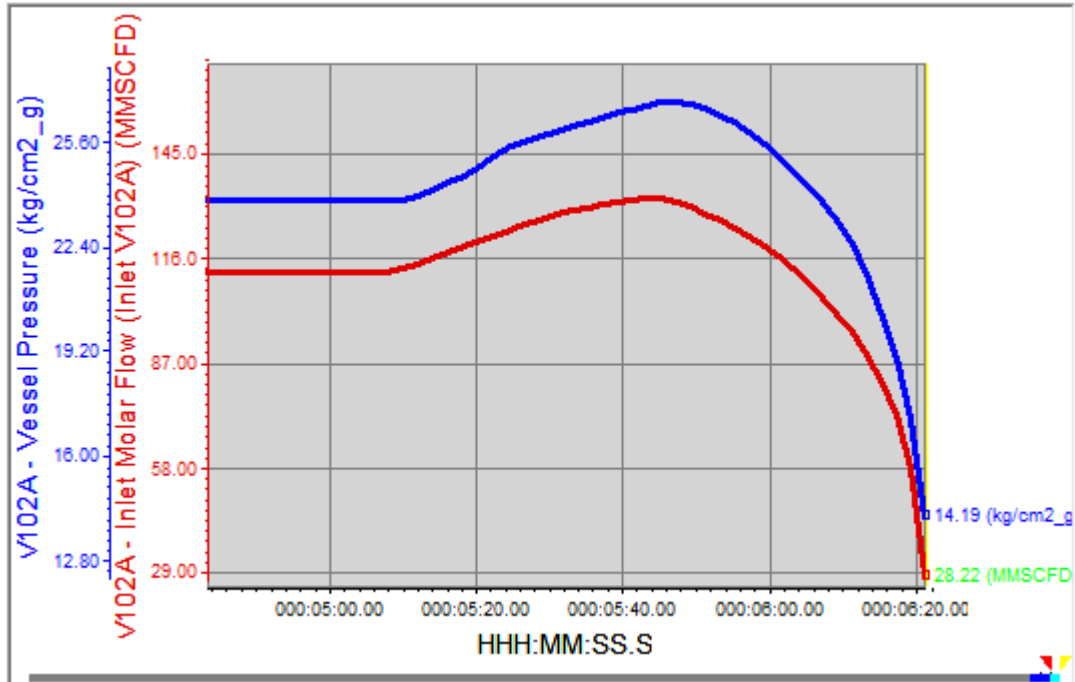


Figura 3.13 Comportamiento del separador interetapa V-102A/B/C ante activación de la FIS-1.

El comportamiento de presión para los separadores V-103A/B/C, los cuales se encuentran después de la segunda etapa de compresión, se muestra en la Figura 3.14. Como se puede observar hay un aumento progresivo en la presión desde 62.8 kg/cm<sup>2</sup>g hasta 64.84 kg/cm<sup>2</sup>g. Una vez cerrada la SDV-4202 comienza a disminuir la presión en los separadores. De manera similar el flujo de gas alimentado muestra un aumento el cual disminuye con el cierre de la válvula SDV-4202, llegando a un valor de flujo de gas alimentado de 70.23 MMPCSD y una presión de 59.81 kg/cm<sup>2</sup>g aproximadamente 1.23 minutos de haber iniciado la desviación por aumento de gas alimentado en el cabezal de llegada de la plataforma.



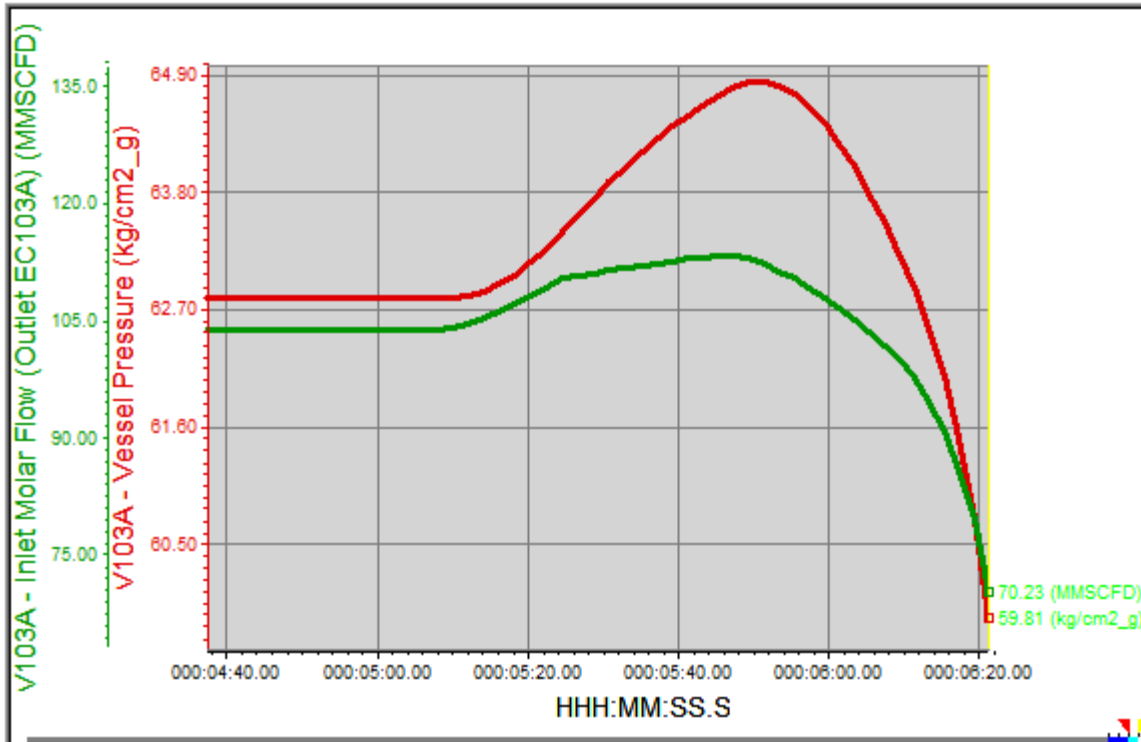


Figura 3.14 Perfil de flujo de gas en los separadores de descarga V-103A/B/C.

Posteriormente, a la descarga de los módulos de presión se encuentra el separador FA-4208, en cual se observa en la Figura 3.15. El comportamiento de la presión, flujo y nivel en el separador de gas FA-4208 se muestra en la Figura 3.16, se puede observar un incremento de presión hasta alcanzar un valor de 64.2 kg/cm<sup>2</sup>g, el cual comienza a disminuir trascurridos 38 segundos a partir del aumento de la presión debido al incremento de flujo en la alimentación. En el comportamiento de nivel en el separador de gas FA-4208 se puede observar un ligero incremento en el nivel alcanzando un 20.58 % de nivel de líquido dentro del separador, por lo que el sistema de control de nivel manda a abrir la válvula LCV-4208 para regular el nivel dentro del separador. Se puede observar un decremento en el nivel una vez iniciado el cierre de la SDV-4202 después de 38 segundos a partir del aumento de volumen de gas en la alimentación. De igual manera se observa un incremento de flujo en la alimentación del separador FA-4208, el cual comienza a disminuir tras el cierre de la válvula SDV-4202.

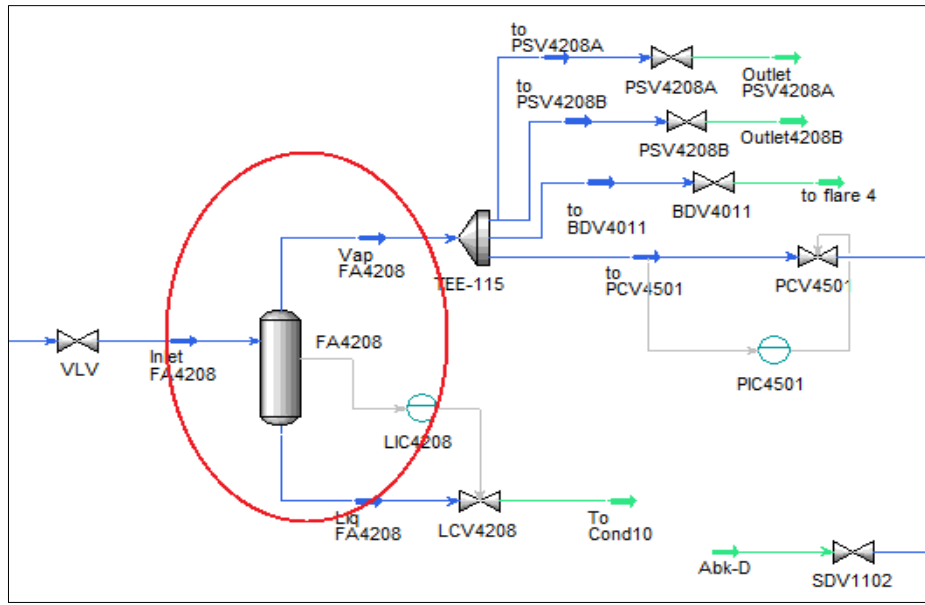


Figura 3.15 Diagrama que muestra el Separador FA-4208 a la descarga de módulos de compresión.

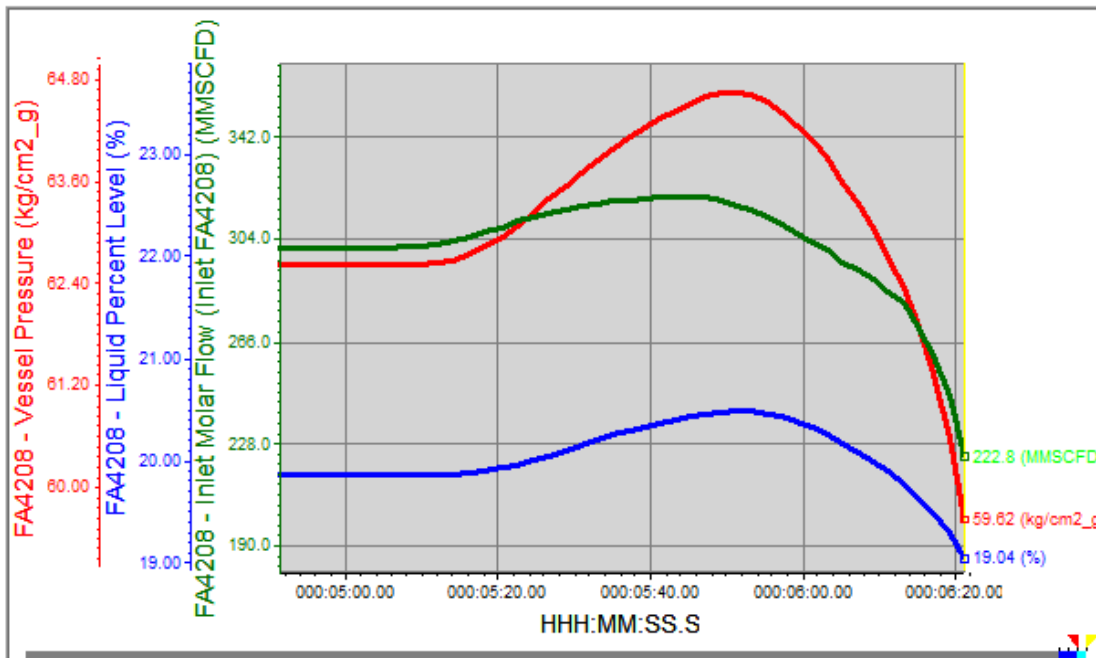


Figura 3.16 Perfil de presión, flujo y nivel en el separador FA-4208.

La activación de la FIS-1 de acuerdo a la dinámica del proceso no activa las funciones instrumentadas de seguridad restantes. La Figura 3.17 muestra que una vez cerrada la PCV-

4501 la línea de salida se vuelve a empacar con flujo proveniente de la línea de Abkatun-D hasta topar con la válvula PCV-4501 que se encuentra totalmente cerrada. La Figura 3.17 muestra que el envío de gas de Abkatun-D hacia Atasta y Abkatun-N1 continúa normalmente mientras que el envío de gas proveniente de los módulos de compresión de la plataforma Abkatun-A es interrumpido.

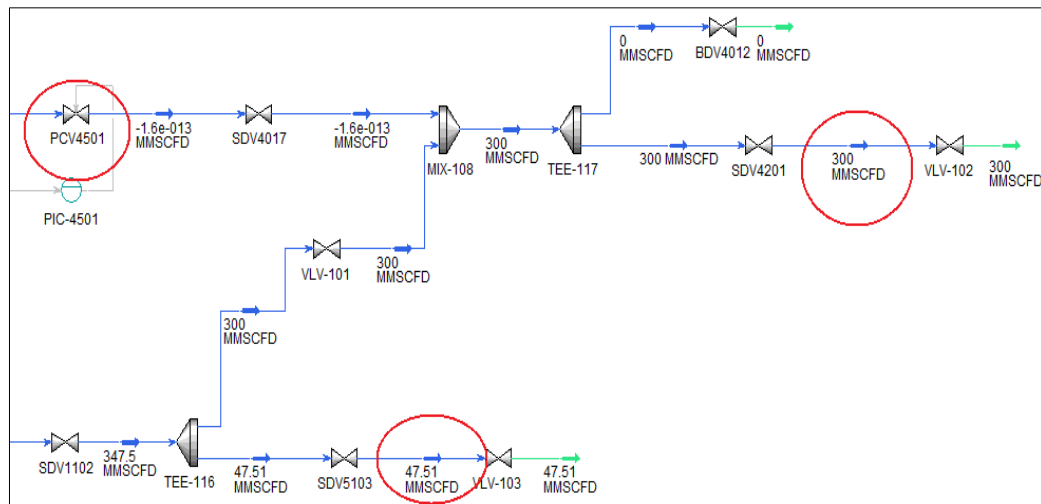


Figura 3.17 Envío de gas hacia Atasta y Abkatun-N1 ante la activación de la FIS-1.

### 3.4.1.2. Evaluación dinámica de la FIS-2 por Baja-Baja presión (SDV-4202).

La Función Instrumentada de Seguridad número 2, corresponde a la válvula seguridad SDV-4202, actuador y transmisores de presión colocados corriente abajo de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión ( $3.5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ ) cuyo comando proviene del SPPE. La SDV-4202 se encuentra instalada sobre la línea de alimentación a los Separadores Slug Catcher (FA-4205A/B/C) y presenta un diámetro de 36”.

Para simular dinámicamente la activación de la FIS-2 por baja-baja presión se desarrolla un escenario de riesgo en el proceso, generando básicamente una fuga o ruptura de línea mostrada en la Figura 3.18, tal que genere una baja presión en el cabezal de alimentación de 36”Ø que a su vez sea detectada por el proceso y nos lleve al cierre de la SDV-4202, con un tiempo de cierre

de 36 segundos. En la figura se muestra también, la válvula de corte SDV-4202 y se aprecia la activación de la FIS-2 por medio de la matriz de causa y efecto.

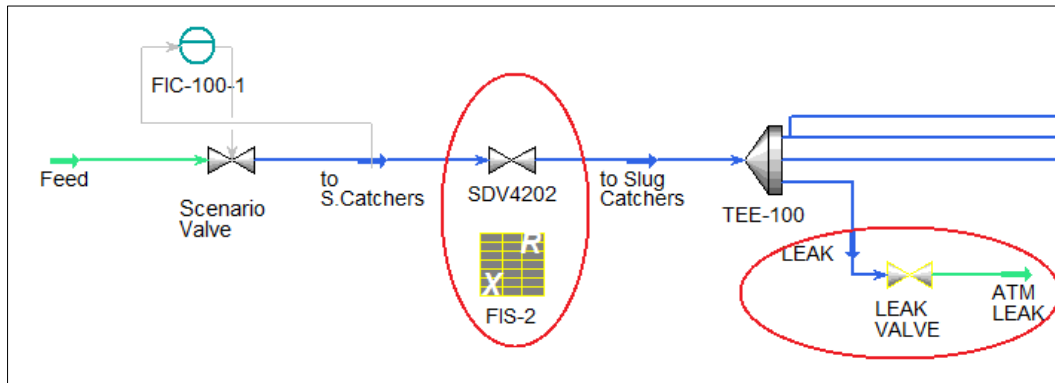


Figura 3.18 Escenario de fuga para la activación de la FIS-2.

Ante la activación de la FIS-2, la primer parte del proceso observada fue la sección de los separadores Slug Catcher FA-4205A/B/C que reciben la alimentación de gas amargo, en la Figura 3.19 se muestra el esquema del Separador FA-4205A en la simulación dinámica, tomándose como ejemplo de representación de los dos Separadores restantes FA-4205B/C.

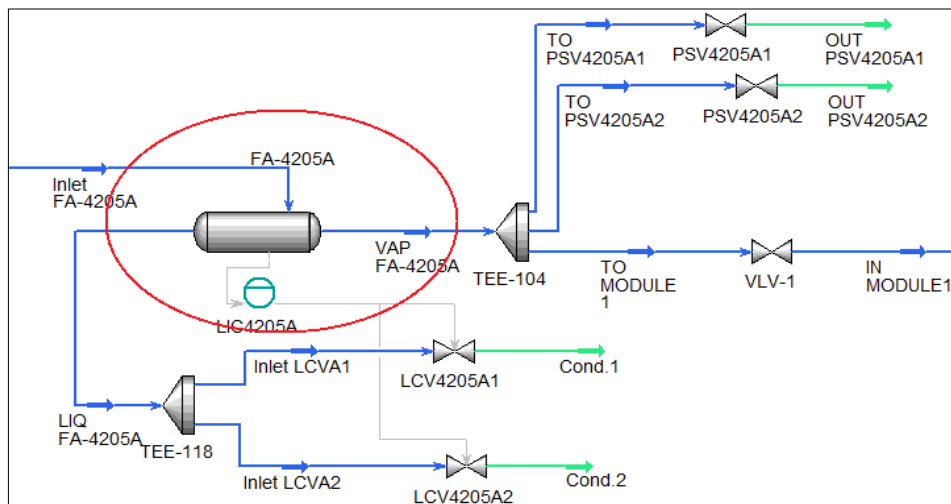


Figura 3.19 Separador FA-4205A en la simulación dinámica de la FIS-2.

La Figura 3.20 muestra el histórico de presión en los separadores de alta presión FA-4205A/B/C en el cual se observa la disminución de presión debido a la acción de una fuga de 5.0462 pulgadas de diámetro, liberando un flujo de 39 MMPCSD aproximadamente, lo cual provoca

una disminución de la presión desde 4.8 kg/cm<sup>2</sup>g hasta el punto de cierre de la SDV-4202 perteneciente a la FIS-2 con un valor de 3.8 kg/cm<sup>2</sup>g. Una vez activado el cierre de la válvula SDV-4202 el sistema se despresuriza en un tiempo de 1.7 minutos aproximadamente desde el inicio de la desviación de presión. En ese tiempo también se observa una disminución en el flujo de gas alimentado a los separadores FA-4205A/B/C debido al desfogue de gas debido a la fuga, además, no se aprecia nivel de líquido en los separadores.

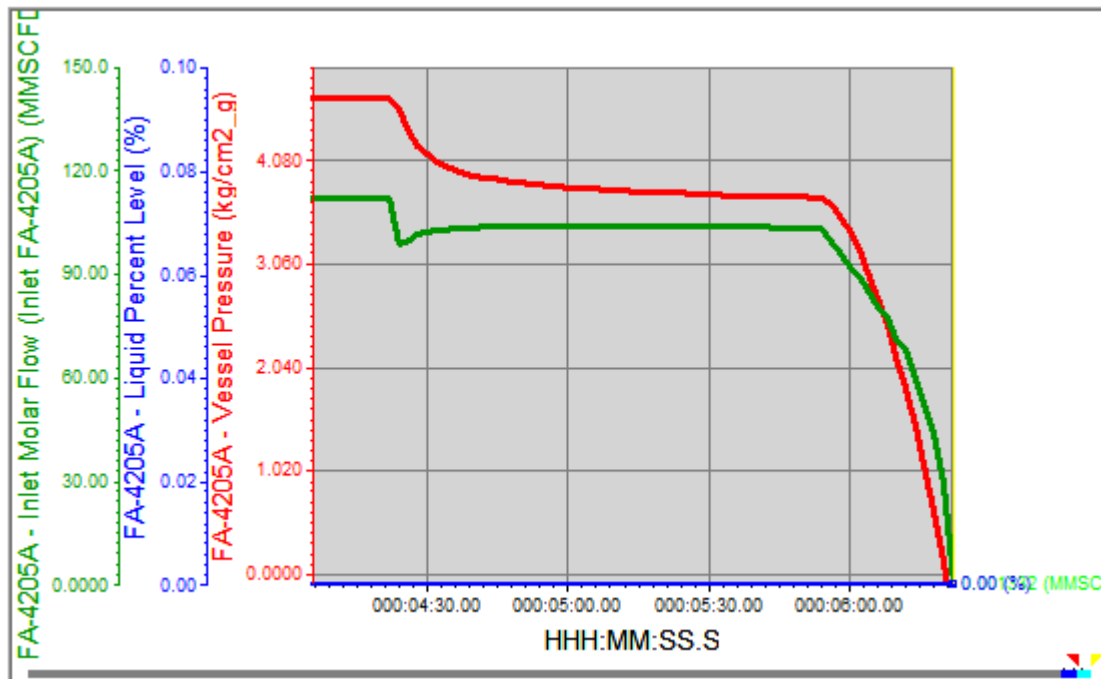


Figura 3.20 Perfil de presión, flujo y nivel en los separadores FA-4205A/B/C.

Así mismo, al activarse el cierre de la válvula SDV-4202, se abren de manera simultánea las válvulas reguladoras de presión PCV-4204A/B para despresurizar el sistema enviando gas hacia el quemador con un flujo de descarga de gas de 15.5 MMPCSD y 10.8 MMPCSD, respectivamente, como se observa en la Figura 3.21.

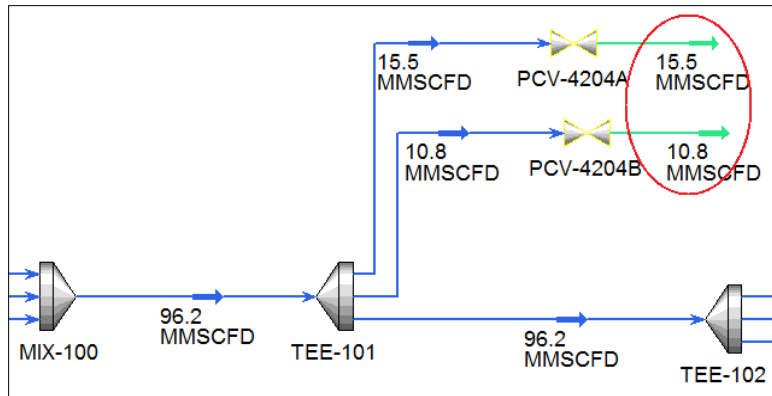


Figura 3.21 Diagrama mostrando el Flujo de gas enviado a quemador por las válvulas PCV-4204A/B.

Una vez que el gas sale de los separadores FA-4205A/B/C, se monitorea el comportamiento de los equipos consecuentes. El gas se dirige hacia los 3 módulos de compresión en donde se encuentran los separadores V-101A/B/C, en el primer módulo se encuentra el separador V-101A mostrado en la Figura 3.22.

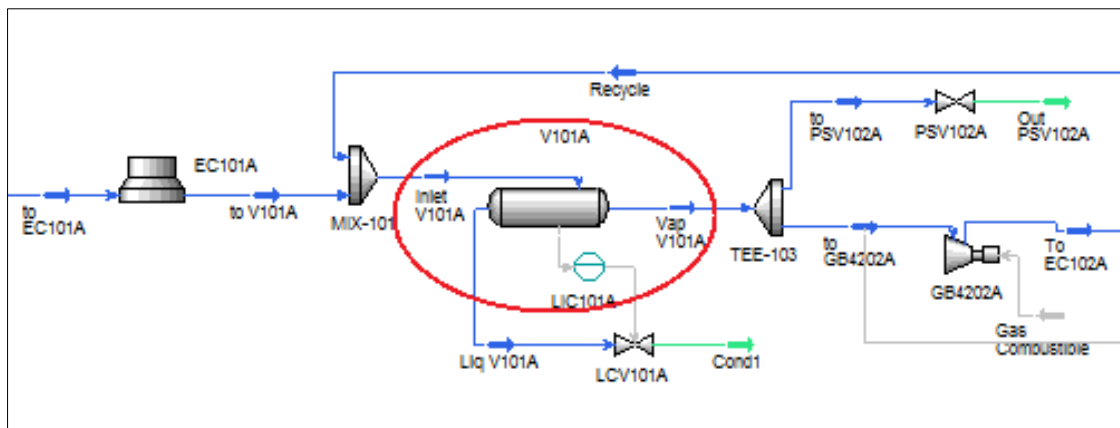


Figura 3.22 Diagrama que muestra el Separador de primera etapa V-101A en la simulación dinámica de la FIS-2.

El perfil de comportamiento de la presión, flujo molar alimentado y nivel de líquido en los separadores V-101A/B/C ante el cierre de la SDV-4202 por baja-baja presión ocasionado por una fuga, se muestra en la Figura 3.23. Se observa una disminución de presión en el separador desde  $4.7 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  hasta el punto de cierre de la SDV-4202 por baja-baja presión de 3.8, una vez iniciado el cierre de la válvula, alcanza la presión atmosférica en un tiempo aproximado de

30 segundos. Por otra parte, se aprecia la disminución de flujo alimentado causado por la fuga y una disminución mayor ante el cierre de la SDV-4202, el cual, es de 24.45 MMPCSD en un tiempo de 1.6 minutos aproximadamente después de iniciada la desviación por baja-baja presión.

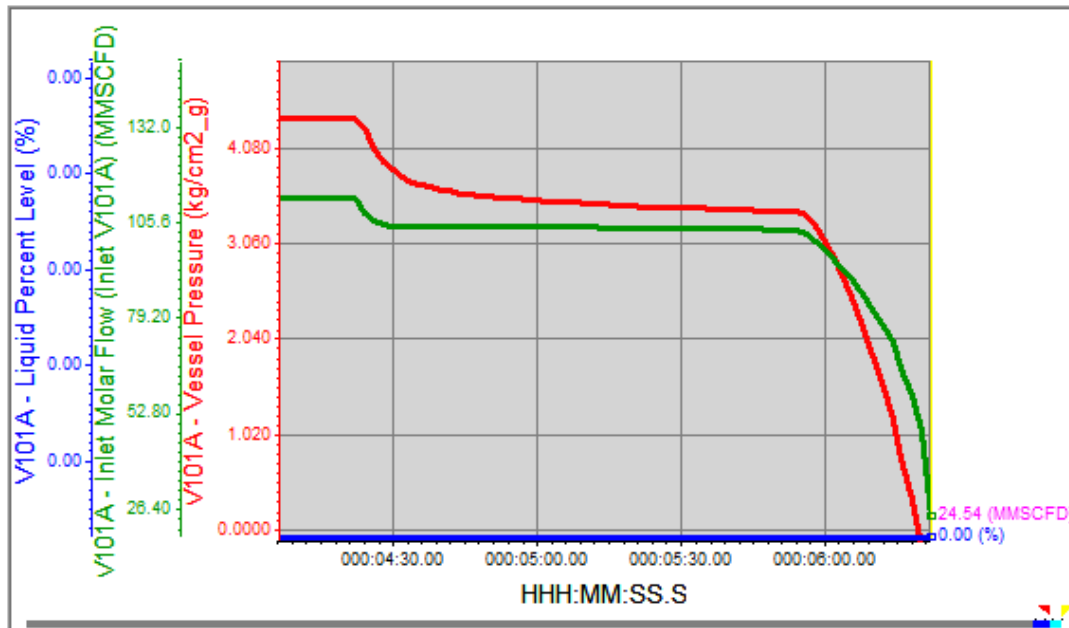


Figura 3.23 Perfil de presión, flujo y nivel en los separadores de primera etapa V-101A/B/C.

La respuesta de los módulos de compresión a la condición de muy baja presión por la FIS-2 y posterior apertura simultánea de las válvulas PCV-4204A/B, causa un comportamiento *surge* de los compresores por lo que se activan las válvulas de recirculación de flujo. Se atribuye que los compresores entren en surge debido al bajo flujo y baja presión en la succión. En el momento en que el sistema presenta una disminución en la presión debido al bajo flujo provocado por la fuga, las válvulas FCV-151A/B/C comienzan a recircular un flujo de gas aproximado de 11.1 MMPCSD como se aprecia en la Figura 3.24.

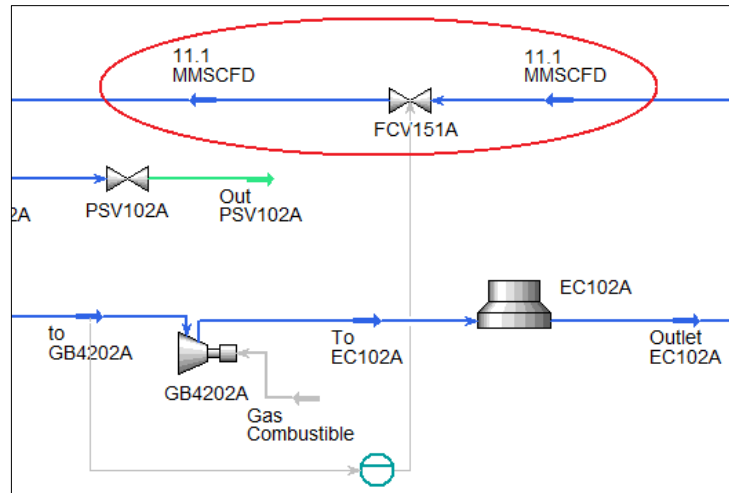


Figura 3.24 Diagrama que muestra la recirculación de flujo de gas en la primera etapa de compresión.

Una vez que el gas sale de los separadores V-101A/B/C y de la primera etapa de compresión presenta otras condiciones de presión y temperatura, por lo que requiere separaciones adicionales de los gases y ligeros contenidos en el gas amargo por medio de los separadores V-102A/B/C y V-103A/B/C, los cuales se encuentran antes y después de la segunda etapa de compresión respectivamente como se aprecia en la Figura 3.25.

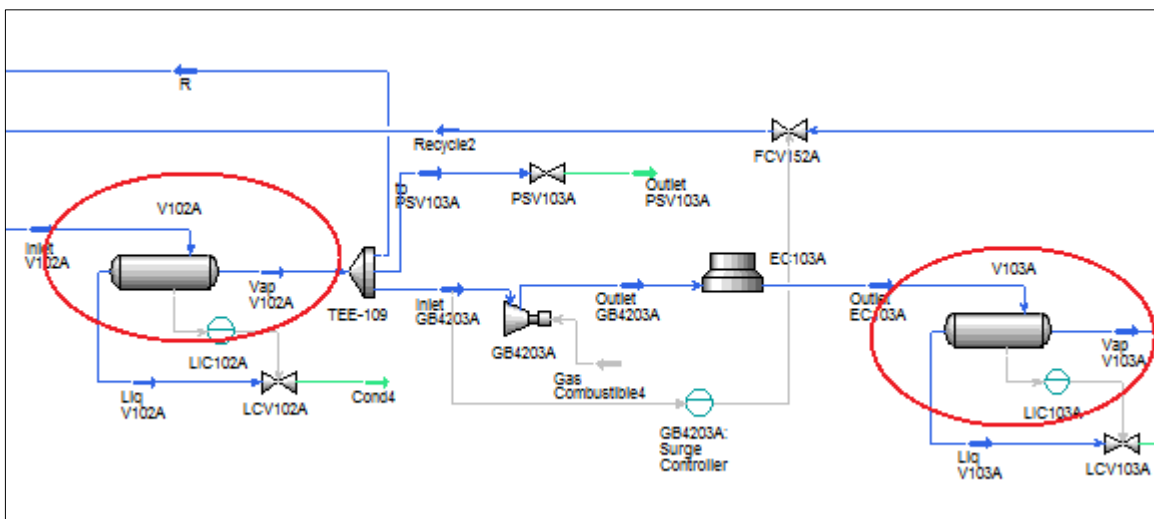


Figura 3.25 Separadores interetapa V-102A y de descarga V-103A en la simulación dinámica de la FIS-2.



El comportamiento de presión y alimentación de flujo de gas en el separador V-102A/B/C mostrado en la Figura 3.26, indica una disminución en la presión y flujo alimentado de gas con valores desde 23.79 kg/cm<sup>2</sup>g y 112 MMPCSD hasta 12.85 kg/cm<sup>2</sup>g y 29.97 MMPCSD respectivamente después de un tiempo de 1.6 minutos desde el comienzo de la desviación provocada por la fuga y el cierre de la válvula SDV-4202.

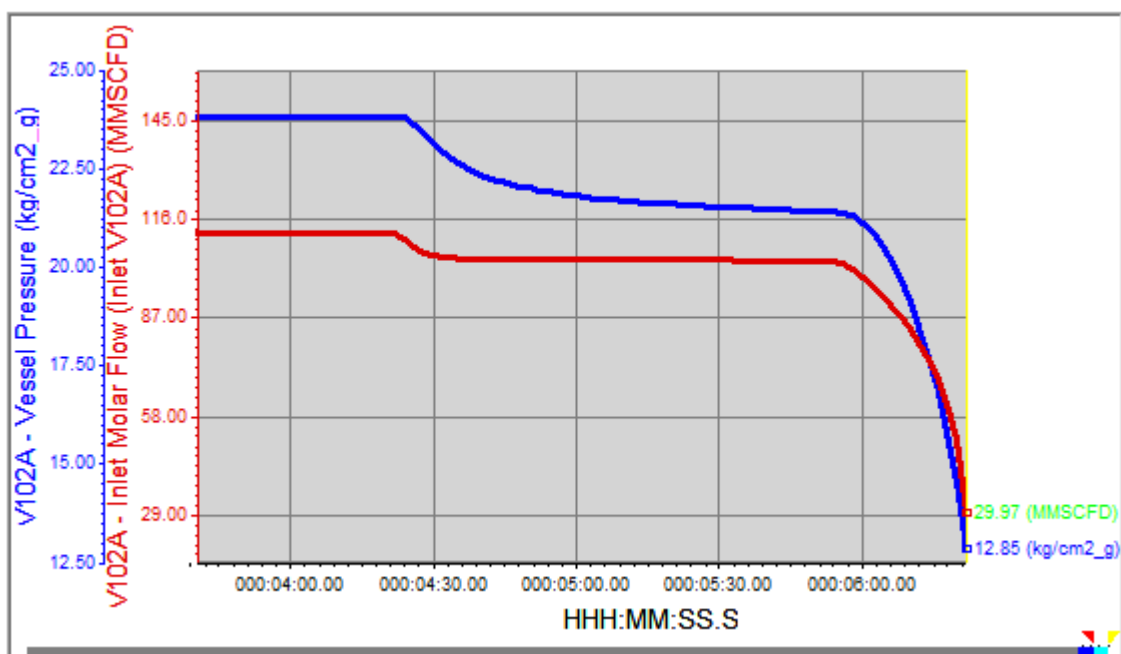


Figura 3.26 Perfil de presión y flujo del separador interetapa V-102A/B/C en la FIS-2.

La activación del sistema *antisurge* en la segunda etapa de compresión provoca un flujo de gas recirculado del orden de los 25.1 MMPCSD mediante la apertura de las válvulas FCV-152A/B/C, como se observa en la Figura 3.27, respectivamente en cada módulo de compresión. Una vez que el gas sale de la segunda etapa de compresión ingresa al separador V-103A/B/C, para el cual se observa el perfil de presión y flujo alimentado en la Figura 3.28. Se observa de igual manera una disminución en la presión que va de 62.79 kg/cm<sup>2</sup>g hasta 57.27 kg/cm<sup>2</sup>g en un tiempo de 1.6 minutos aproximadamente después de haber iniciado la desviación. De igual forma, se observa la disminución de flujo de gas alimentado desde 103.8 MMPCSD hasta 66.77 MMPCSD.

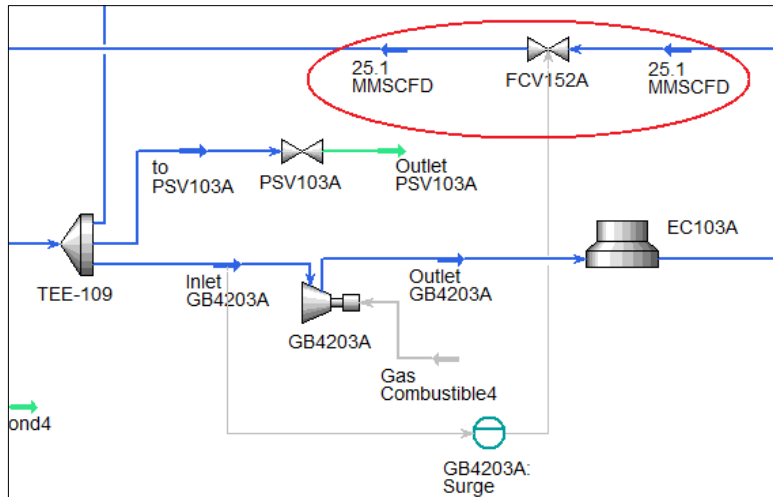


Figura 3.27 Diagrama que muestra la recirculación de gas ante la activación *antisurge* en la FIS-2.

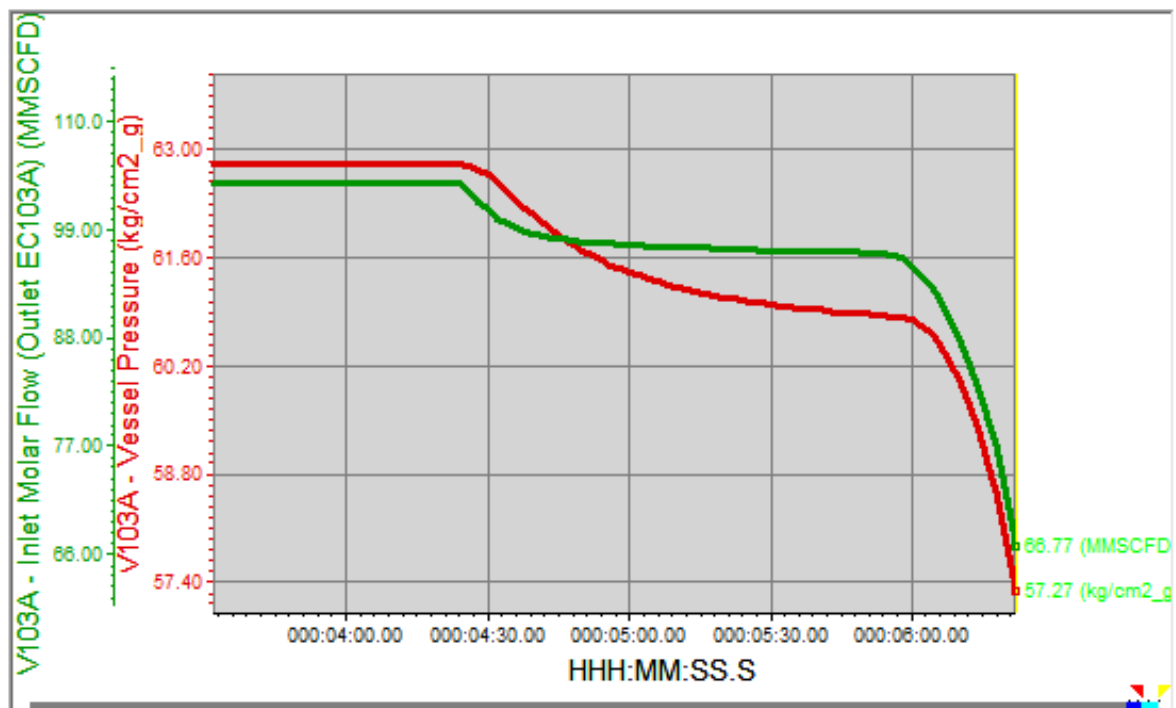


Figura 3.28 Perfil de presión y flujo del separador V-103A/B/C en la FIS-3.

A la salida de los módulos de compresión, se encuentra el separador FA-4208 mostrado en la figura 3.29, este separador recibe el gas amargo para llevar a cabo la última separación de gas y ligeros para su posterior envío a otros centros de proceso.

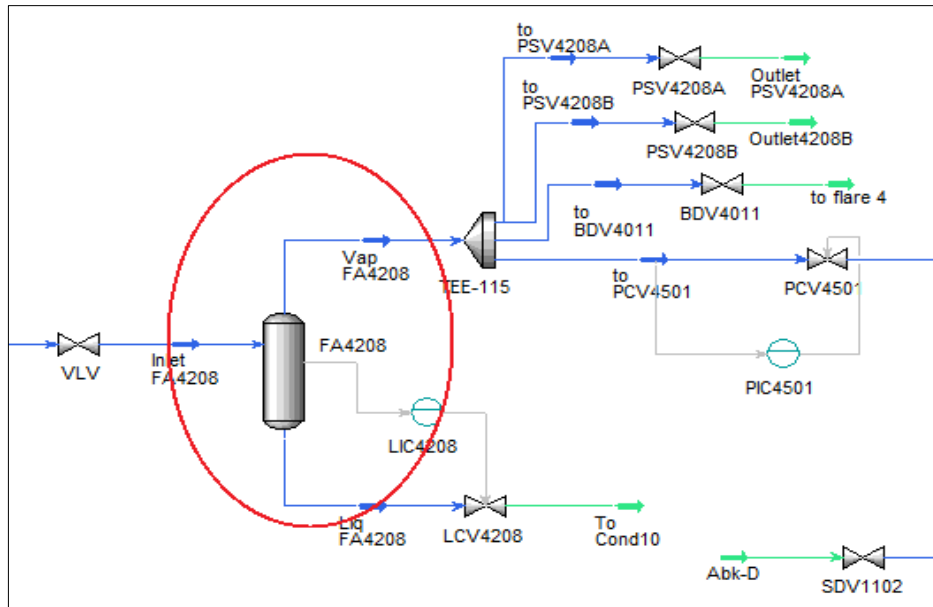


Figura 3.29 Diagrama que muestra el Separador FA-4208 a la salida de módulos de compresión ante la FIS-2.

Ante la activación de la FIS-2 por baja-baja presión, causada por la fuga en la línea de alimentación aguas debajo de la SDV-4202, se observa en la Figura 3.30 el comportamiento del separador FA-4208. Con respecto a la presión presenta una disminución de presión desde 62.6 kg/cm<sup>2</sup>g hasta 57.09 kg/cm<sup>2</sup>g. De igual manera existe una disminución de flujo alimentado de 300.7 MMPCSD hasta 210.4 MMPCSD respectivamente, esto tras haber alcanzado un tiempo de 1.6 minutos después de presentarse desviación provocado por la fuga, además se observa una disminución en el nivel de 19.88% hasta 18.49%, por lo cual la válvula LCV-4208 del separador comienza a cerrar hasta alcanzar un posterior cierre total.

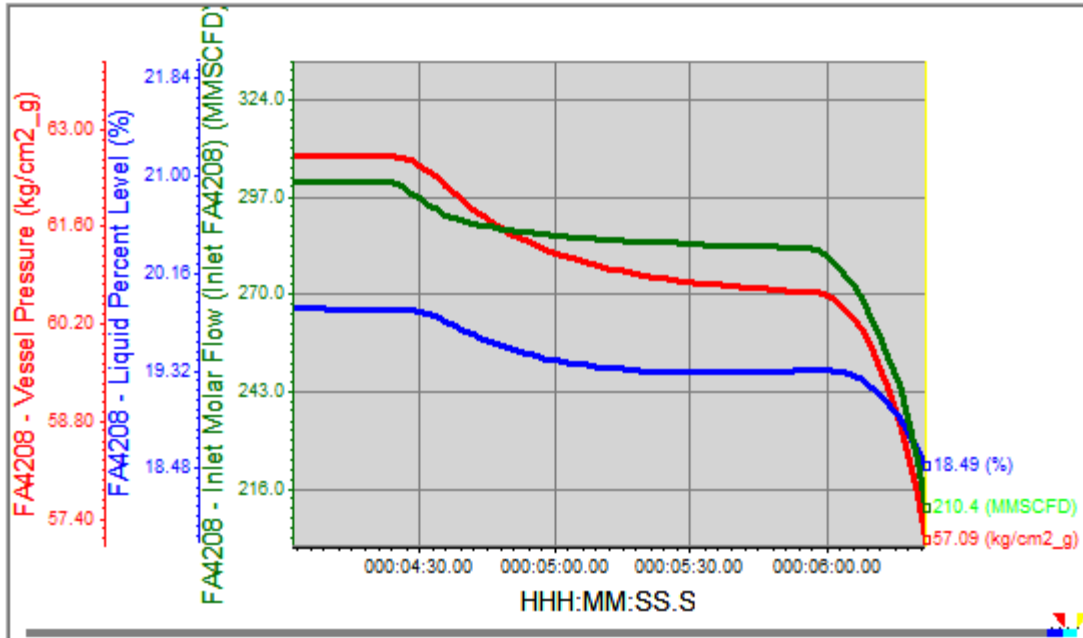


Figura 3.30 Perfil del separador FA-4208 ante la activación de la FIS-2.

Con el fin de mantener la presión en la descarga del separador FA-4208 se cuenta con la PCV-4501, la cual, ante el comportamiento de la presión provocado por la fuga y el cierre de la SDV-4202, llega a un cierre total manteniendo empacado al sistema. Por lo que el envío de gas hacia Atasta y Abkatun-N1 continúa operando con normalidad únicamente con el gas proveniente de Abkatun-D como se observa en la Figura 3.31.

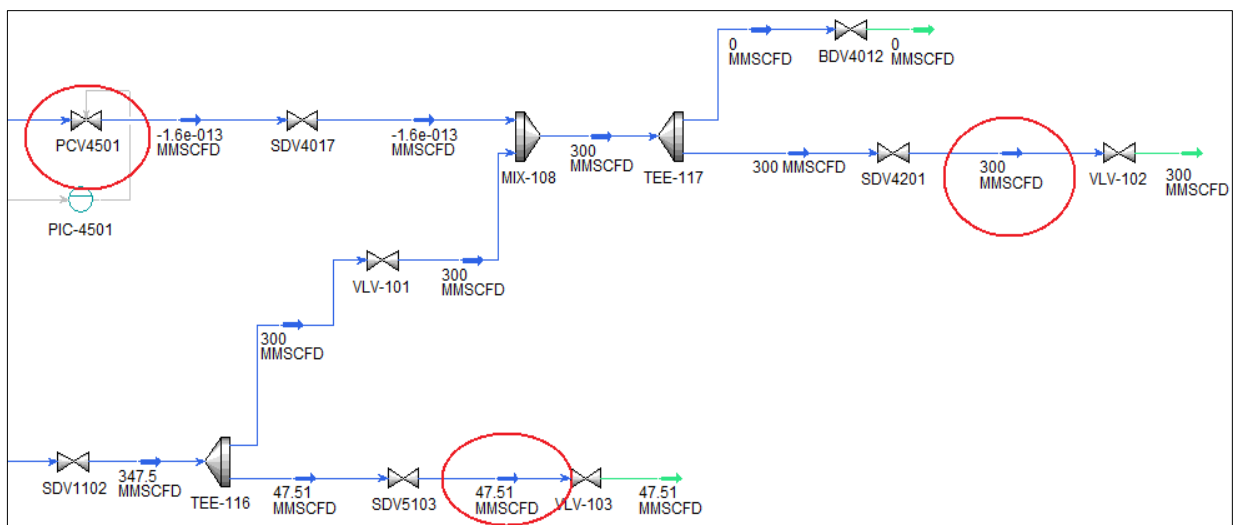


Figura 3.31 Diagrama que muestra el envío de gas a Atasta y Abkatun-N1 ante la FIS-2.

### 3.4.1.3. Evaluación dinámica de la FIS-3 por Baja-Baja presión (SDV-4017).

La Función Instrumentada de Seguridad número 3 corresponde a la válvula seguridad SDV-4017, actuador y transmisores de presión colocados corriente arriba de la misma, con acción de cierre por baja-baja presión. La SDV-4017 se encuentra instalada sobre la línea de descarga general de módulos de compresión hacia Atasta y presenta un diámetro de 20". La configuración de la SDV-4017 establece de acuerdo al SPPE la condición de cierre por Baja-Baja presión (PSLL-4017) a 51 kg/cm<sup>2</sup>g, teniendo la SDV-4017 un tiempo de cierre de 20 segundos a partir de la señal de disparo de la SDV-4017.

Para simular dinámicamente la activación de la FIS-3, por baja-baja presión, se simuló dinámicamente una fuga de 2.8" (6" área) pulgadas de diámetro sobre la línea de 18"Ø, entre la descarga de gas de separador FA-4208 y la válvula reguladora de presión PCV-4501, manteniendo una tasa de liberación mayor a 110 MMPCSD. La simulación de la fuga provoca la condición de muy baja presión y de esta manera se genera la activación de la FIS-3 mediante la matriz de causa y efecto como se muestra en la Figura 3.32.

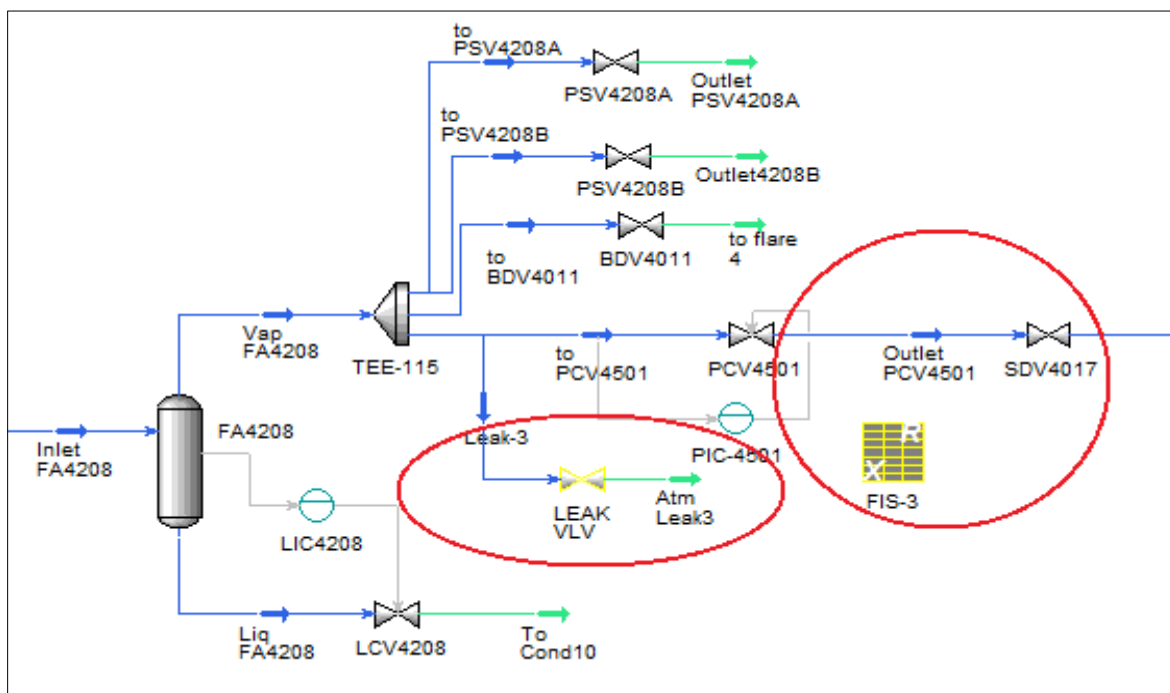


Figura 3.32 Simulación de fuga y activación de la FIS-3.

La disminución en la presión se observa en la Figura 3.33, en la cual se observa la disminución prolongada en la presión en el separador FA-4208 causada por la fuga y a la liberación de gas, una vez alcanzado el punto de disparo de la SDV-4017 (51 kg/cm<sup>2</sup>g) en un tiempo de 1 minuto y 36 segundos de haber iniciado la fuga, la válvula comienza a cerrar, ocasionando la disminución en la presión del separador FA-4208 alcanzando la presión atmosférica en 3 minutos y 12 segundos desde el inicio de la desviación de presión provocado por la fuga. Además, al alcanzar el set point de disparo de la SDV-4017, una vez transcurridos 20 segundos, se apertura la válvula BDV-4011 tal y como se muestra en la Figura 3.34 con el fin de despresurizar al sistema, enviando gas hacia el quemador.

De igual manera se tiene un comportamiento similar en el porcentaje de nivel de líquido del separador, en el que se observa una disminución en el nivel debido a la fuga y un posterior descenso provocado por el cierre de la válvula SDV-4017 y la apertura de la válvula *blowdown* BDV-4011.

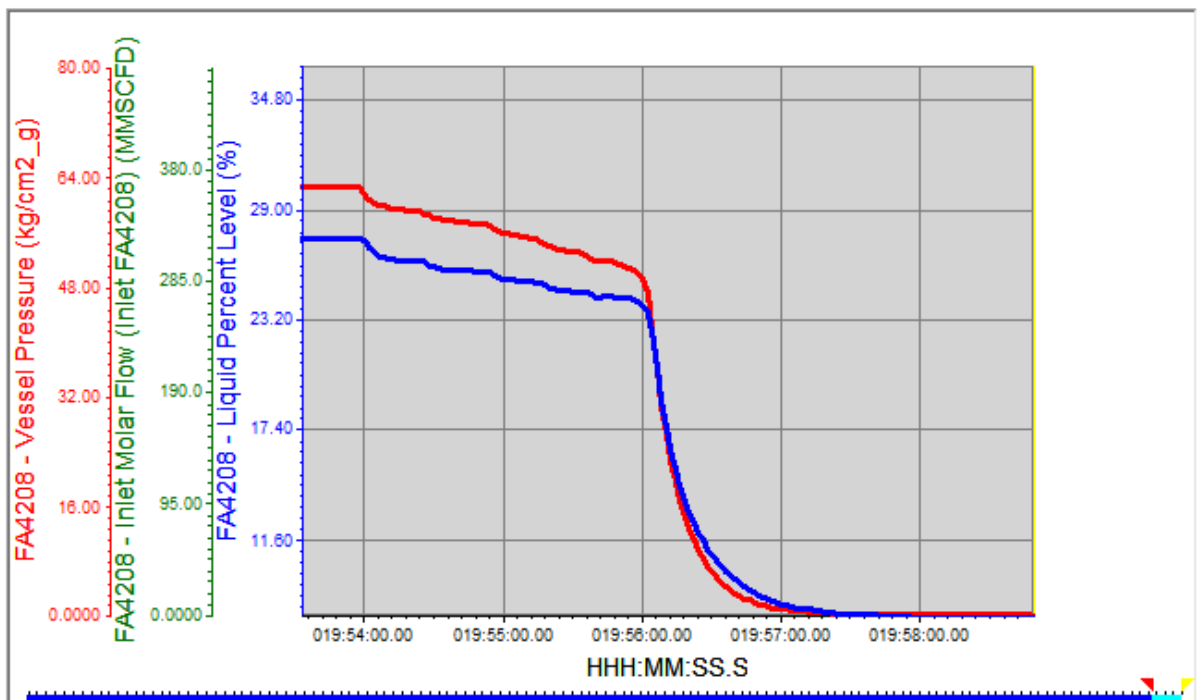


Figura 3.33 Perfil del separador FA-4208 ante la activación de la FIS-3

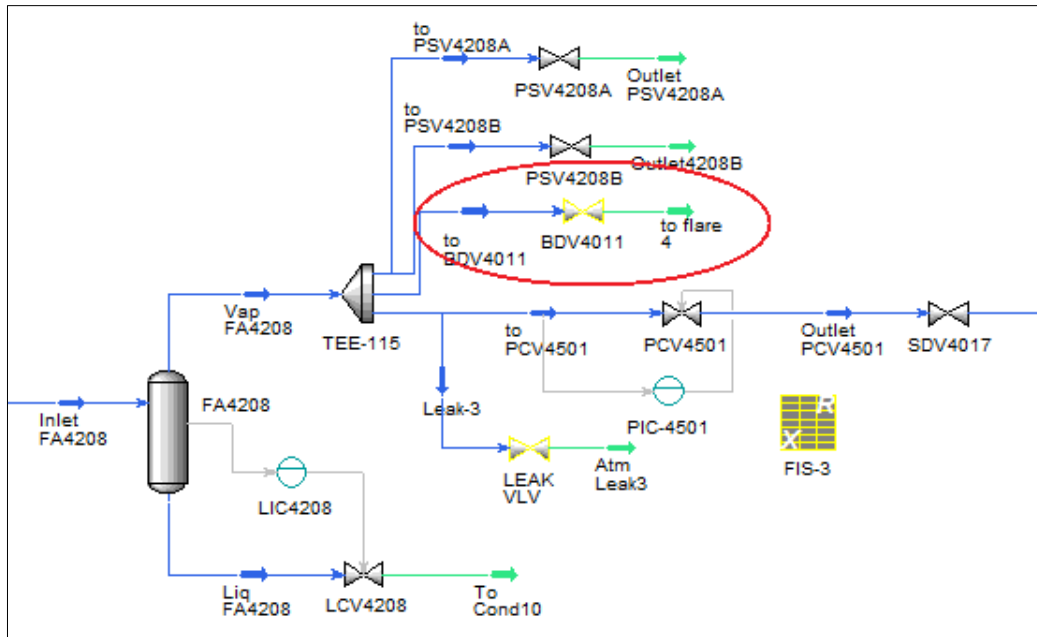


Figura 3.34 Diagrama que muestra la apertura de la válvula BDV-4011 ante activación de la FIS-3.

De acuerdo a la secuencia de acciones por Función Instrumental de Seguridad del Sistema de Paro Por Emergencia, al cerrarse la SDV-4017 por baja-baja presión se envía una señal de paro a cada módulo de compresión (modulo 1, 2 y 3) para desencadenar su secuencia de paro por emergencia. En la Figura 3.35 se muestran las SDV-102A/B/C de 24"Ø colocadas en la alimentación de cada módulo de compresión, las cuales cierran ante la activación de la FIS-3, la configuración del tiempo de cierre para dichas válvulas es de 20 segundos.

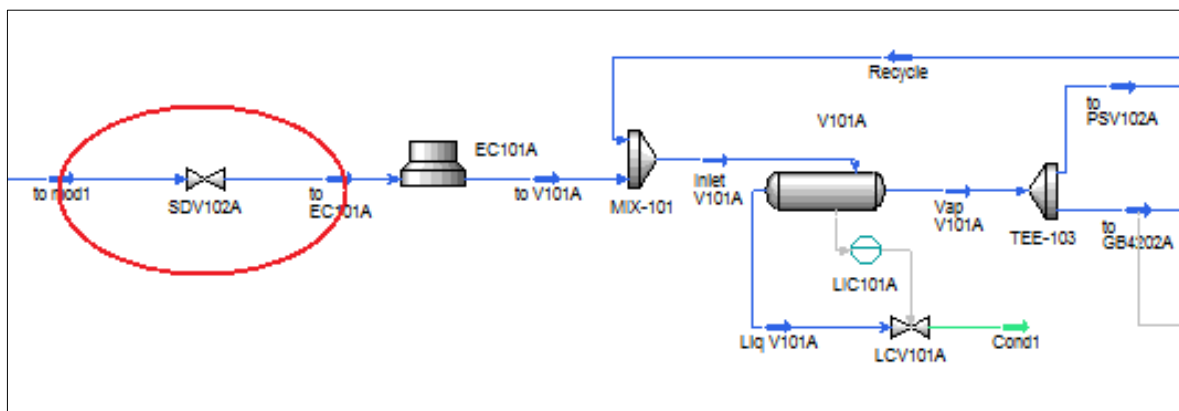


Figura 3.35 Diagrama que muestra el paro de módulos de compresión por medio de la válvula SDV-102A/B/C.

Cada módulo de compresión cuenta con una válvula de corte a la descarga (SDV-104A/B/C), las cuales tienen un diámetro de 10"Ø con un tiempo de cierre de 20 segundos. Dichos módulos de compresión cuentan con válvulas de despresurización con envío de gas a quemador una vez cerradas las SDV's. La Figura 3.36 muestra la válvula SDV-104A/B/C y la válvula BDV-105A/B/C ubicada en la descarga de cada módulo de compresión en cierre y apertura respectivamente para despresurización del sistema.

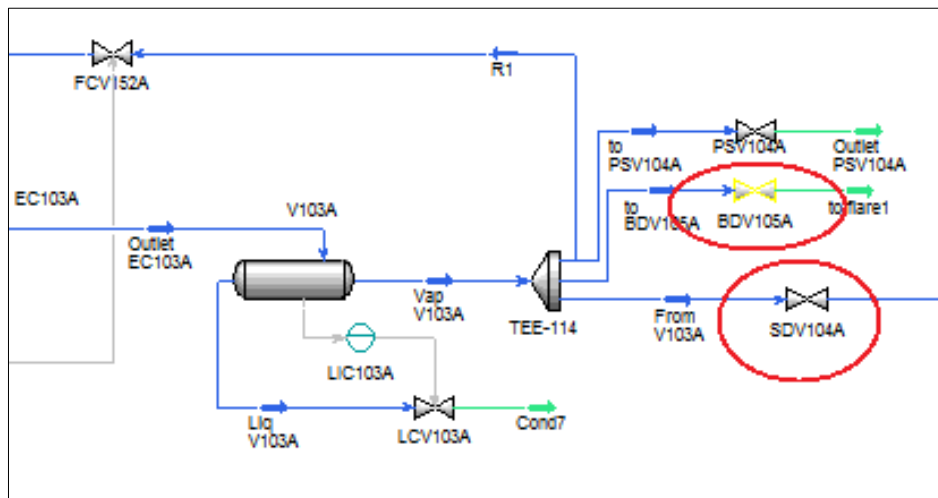


Figura 3.36 Diagrama que muestra las Válvulas SDV-104A/B/C y BDV-105A/B/C ante activación de la FIS-3.

El comportamiento de los separadores V101A/B/C, V102A/B/C, V103A/B/C, localizados en los módulos de compresión se presentan en la Figura 3.37. En la cual se observa un descenso en la presión de cada separador causado por la fuga localizada después del separador FA-4208, transcurrido 18 segundos después de haber iniciado la desviación, las válvulas SDV-102A/B/C y SDV-104A/B/C envían la señal de cerrar por lo que causa un insignificante incremento en la presión y un posterior descenso final de la presión provocado por la apertura de la válvula BDV-105A/B/C, en el cual los separadores V-101A/B/C, V-102A/B/C y V-103A/B/C, alcanzan una presión de valores atmosféricos en un tiempo de 3 minutos aproximadamente, logrando la despresurización del sistema de módulos de compresión.



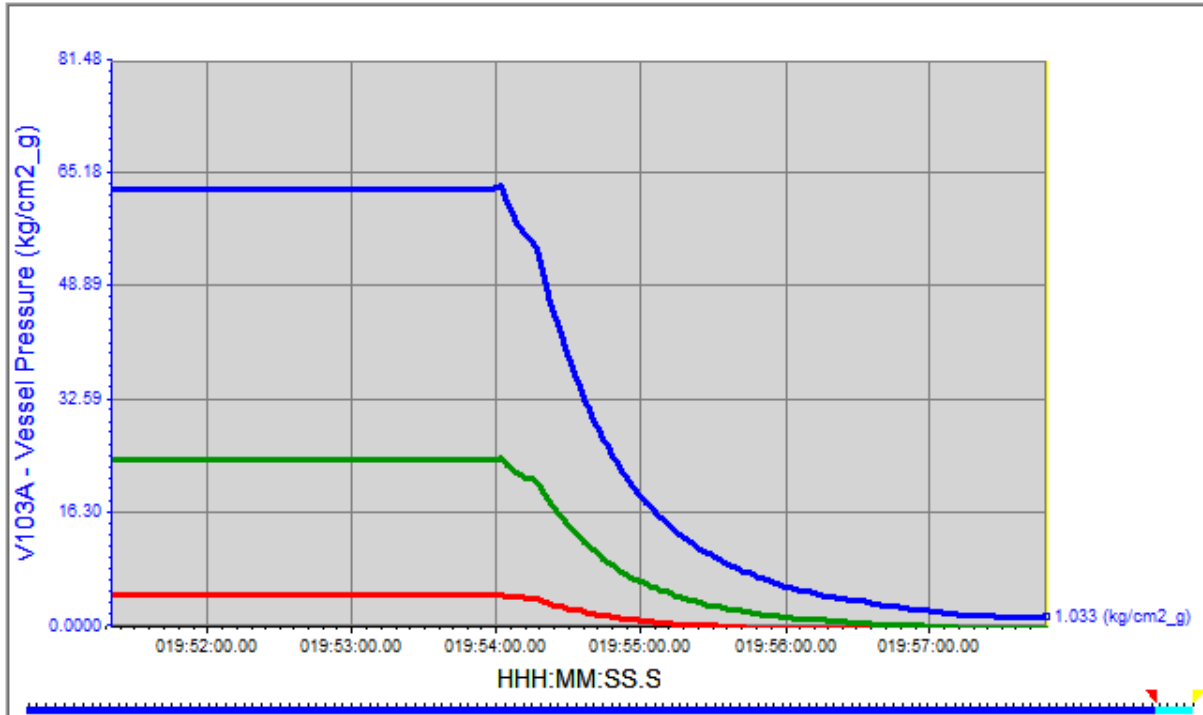


Figura 3.37 Perfil de presión en los separadores V101A/B/C, V102A/B/C, V103A/B/C ante la activación de la FIS-3.

Ante la desviación provocada por la fuga de gas, en la Figura 3.38 no se aprecia ningún descenso en la presión en los separadores slug catcher FA-4205A/B/C, además una vez activada la FIS-3 se lleva a cabo el disparo de la válvula de corte en la entrada de los módulos de compresión, por lo que la descarga de los separadores slug catcher FA-4205A/B/C se mantiene bloqueada, ocasionando un incremento en la presión de los mismos hasta alcanzar los valores de apertura de las válvulas reguladoras de presión PCV-4204A/B (5.8 kg/cm<sup>2</sup>g y 6 kg/cm<sup>2</sup>g).

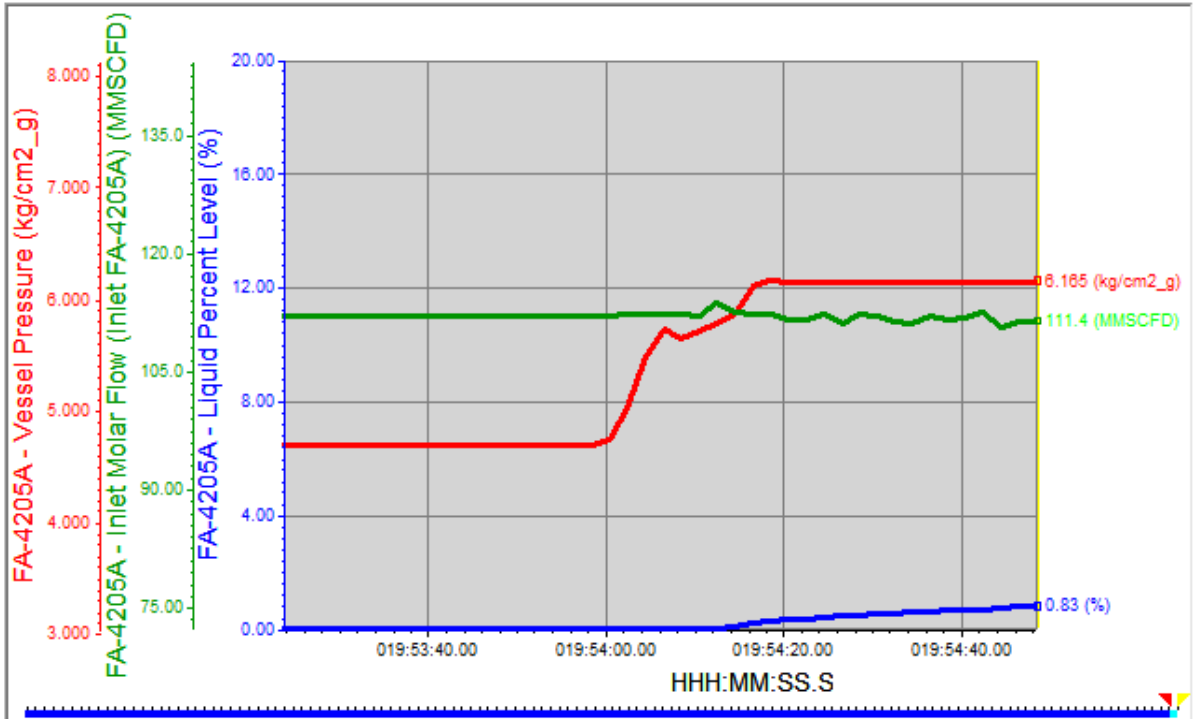


Figura 3.38 Regulación de presión por medio de las PCV-4204A/B en el separador FA-4205A/B/C.

Cuando las válvulas reguladoras de presión abren para el desfogue de gas hacia el quemador, como se muestra en la Figura 3.39, manteniendo una tasa de liberación de gas de 168 MMPCSD para cada válvula reguladora de presión, la presión en los separadores FA-4205A/B/C/se estabiliza alcanzando un valor de 6.165 kg/cm<sup>2</sup>g, y el sistema mantiene la presión por debajo del punto de disparo por alta-alta presión de la SDV-4202, mientras que el porcentaje de nivel de líquido se incrementa debido al aumento de presión provocando la condensación de hidrocarburos ligeros contenidos en el gas amargo, esto sin presentar consecuencias para la estabilidad del proceso.

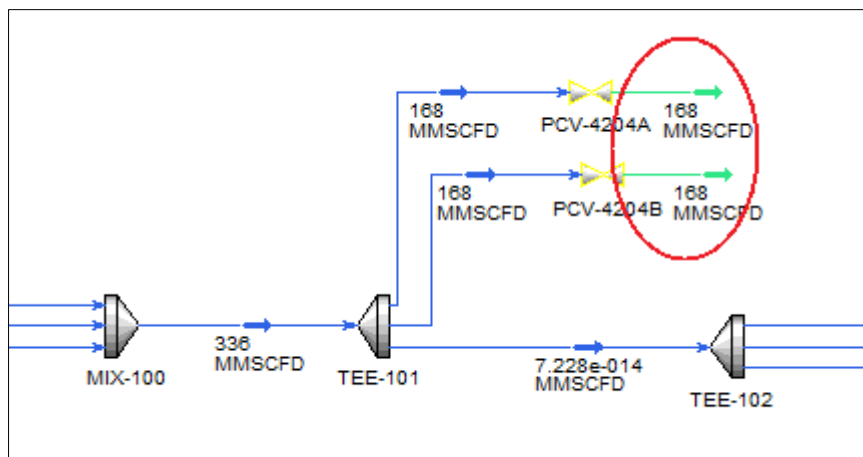


Figura 3.39 Diagrama que muestra la apertura de las PCV-4204A/B/C para desfogue hacia el quemador.

La línea de envío de gas de Abkatun-D hacia Atasta y Abk-N1 opera de manera normal por lo que las SDV-4201, SDV-1102 y SDV-5103 permanecen en su posición. La línea de salida de la SDV-4017 se encuentra empacada en todo momento al igual que el tramo de línea que se encuentra entre la PCV-4501 y la SDV-4017. La Figura 3.40 muestra la operación de la línea de envío de gas de Abkatun-D hacia Atasta y Abkatun-N1.

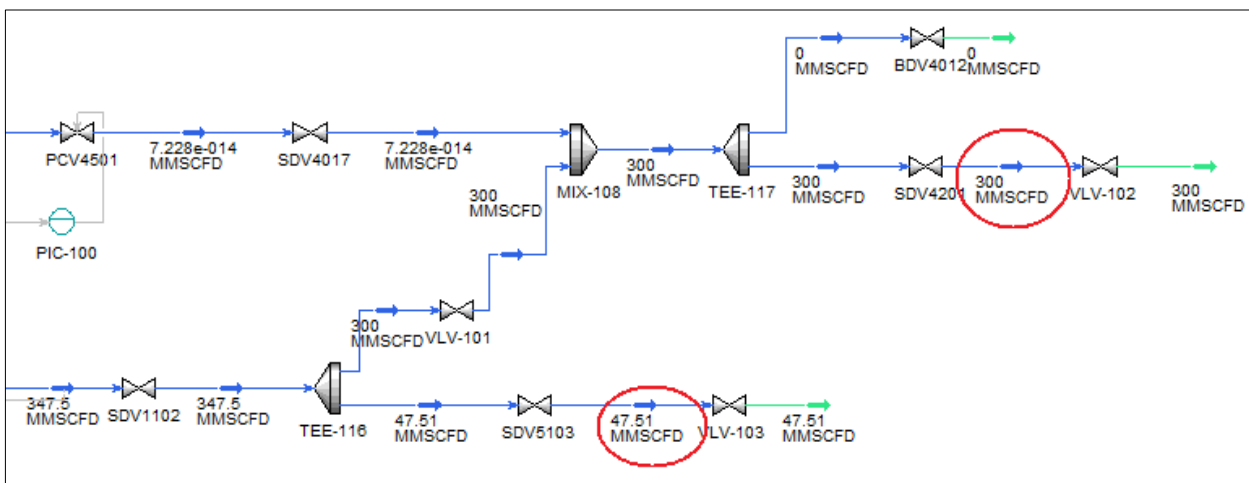


Figura 3.40 Diagrama que muestra el envío de gas hacia Atasta y Abkatun-N1 ante la activación de la FIS-3.

#### **3.4.1.4. Evaluación dinámica de la FIS-4 por Baja-Baja presión (SDV-4201).**

La Función Instrumentada de Seguridad número 4 corresponde a la válvula seguridad SDV-4201, actuador y transmisores de presión colocados corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión cuyo comando provenga del SPPE. La SDV-4201 se encuentra instalada sobre la línea de descarga general de módulos de compresión (salida) hacia Atasta y presenta un diámetro de 36". La configuración de la SDV-4102 establece, de acuerdo a la Matriz Lógica de Paro Por Emergencia (SPPE), de la plataforma Abkatun-A Compresión, la condición de cierre por Baja-Baja presión (PSLL-4201A/B) es de 34 kg/cm<sup>2</sup>g.

El valor de disparo por Baja-Baja presión correspondiente de la FIS-4 la cual cuenta con la configuración de cierre de SDV-4017 con un tiempo de cierre de 20 segundos, una vez transcurridos los 20 segundos se activa la apertura de válvulas de despresurización (BDV-4011). Con el fin de bloquear el flujo de Abkatun-D al sistema de envío de gas hacia Atasta se cierra la SDV-1102 y una vez transcurridos 24 segundos (tiempo de cierre de la SDV-1102) se apertura la válvula de despresurización BDV-4012. La SDV-5103 cierre aislando al sistema y cortando el flujo de envío de gas hacia Abkatun-N1.

El escenario desarrollado para simular dinámicamente la activación de la FIS-4 (SDV-4201, por baja-baja presión), se encuentra ligado a los eventos iniciadores establecidos en el Análisis de Capas de Protección mediante la metodología LOPA que a su vez obtiene los datos de la Identificación de Peligros mediante la metodología HAZOP.

Para activar la FIS-4 por baja-baja presión se simula dinámicamente una fuga de distintos diámetros sobre la línea de 36"Ø, entre la SDV-4201 y la interconexión de la línea de 24"Ø proveniente de Abkatun-D. Para simular dinámicamente la fuga se coloca un orificio de distintos diámetros hasta que sea lo suficientemente sensible al proceso y nos genere la condición de muy baja presión y de esta manera generar la activación de la FIS-4, la descarga de la fuga se encuentra a condiciones atmosféricas. La Figura 3.40 muestra la configuración de la desviación (fuga de gas) que lleva a la condición de muy baja presión, así como la válvula de corte SDV-

4201 y la posterior activación de la Función Instrumentada de Seguridad 4 por medio de la matriz de causa y efecto.

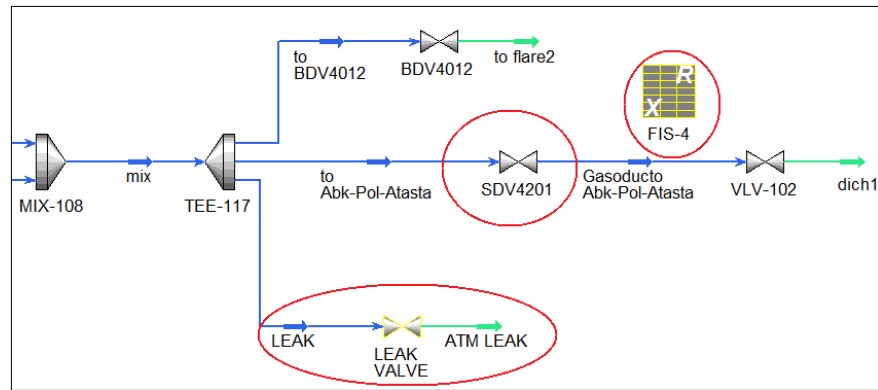


Figura 3.40 Diagrama que muestra la desviación provocada por la fuga aguas arriba de la SDV-4201.

Para que la fuga sea lo suficientemente grande para bajar la presión en la línea hasta el punto de disparo de la SDV-4201 por baja-baja presión se utilizó un diámetro de fuga de 3.56" diámetro (10" área) liberando un flujo de gas inicial máximo de 198.4 MMPCSD. Una vez alcanzado el valor de disparo de la SDV-4201 por baja-baja presión la válvula comienza a cerrar por lo que una vez transcurridos 36 segundos la válvula se encuentra totalmente cerrada, por lo que una vez detectado el punto de disparo por muy baja presión se desenlaza el paro del sistema tal y como se describe en las acciones secuenciales por Función Instrumentada de Seguridad (FIS) del Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE). En la Figura 3.41 se puede observar la disminución de presión en la corriente de gas enviada hacia Atasta debido al efecto de la fuga.

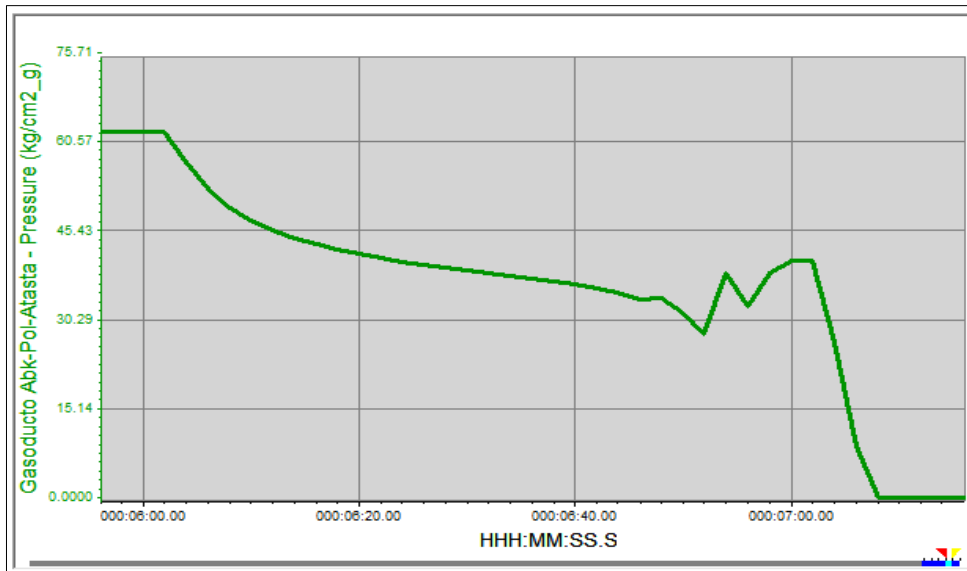


Figura 3.41 Perfil de la presión en la corriente de gas hacia Atasta.

A partir de la señal de disparo de la SDV-4201, 44 segundos después de comenzar la fuga, se activa la señal de disparo de las SDV-4017 (cierre de 20 seg.), SDV-1102 (cierre de 24 seg.) y SDV-5103 (cierre de 16 seg.), se observan variaciones en la presión (cambios de pendiente en la curva) debido a los diferentes tiempos de cierre en la secuencia de las SDV del SPPE provocando una presurización en la sección entre válvulas que posteriormente se ve disminuida. Al llegar a los 20 segundos después de presentarse el disparo de la SDV-4201, se apertura la BDV-4011, mientras que la BDV-4012 se apertura 24 segundos después a partir de la señal de disparo de la SDV-1102, una vez aperturada la BDV-4012 como se aprecia en la Figura 3.42, se observa la disminución de presión del sistema enviando el remanente de gas atrapado hacia el quemador.

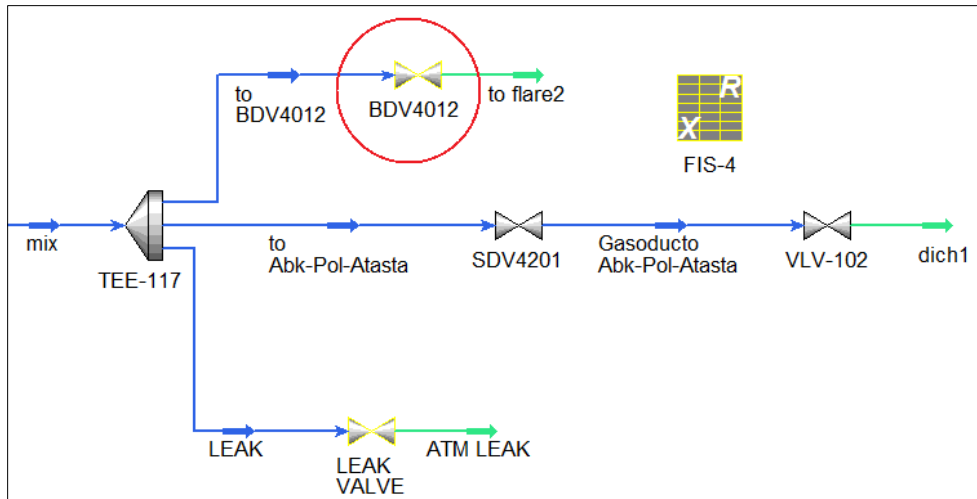


Figura 3.42 Diagrama de apertura de la BDV-4012 a 24 segundos del disparo de la SDV-4201.

Con la apertura de la BDV-4011 mostrada en la Figura 3.43, después del disparo de la SDV-4201, los tramos de líneas ubicados entre la SDV-4017, SDV-1102 y SDV-5103 hasta la SDV-4201, comienzan a disminuir la presión del gas atrapado.

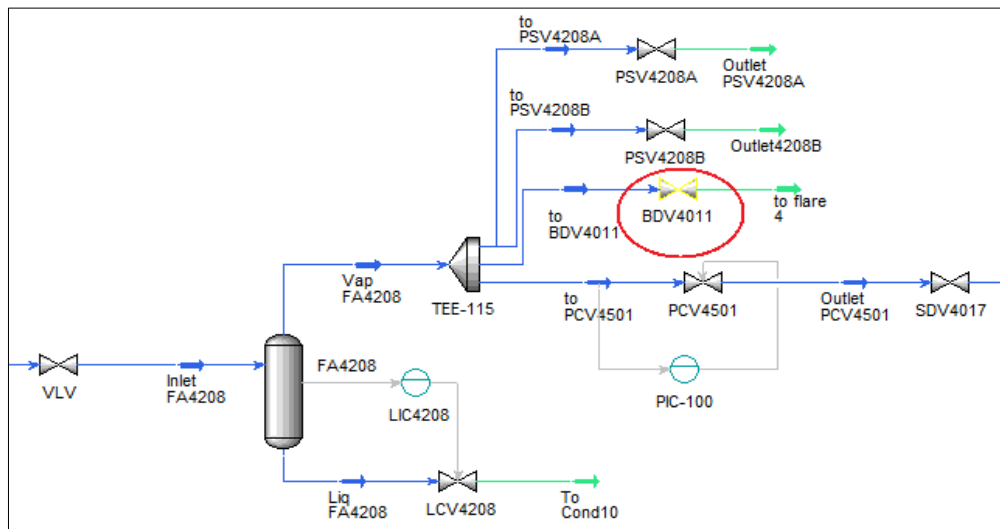


Figura 3.43 Diagrama de apertura de la BDV-4011 tras la activación de la FIS-4.

La disminución de presión se desarrolla de acuerdo al desenlace de la curva de presión, la cual muestra el perfil del comportamiento del separador FA-4208 en la Figura 3.44, observándose la

despresurización del sistema 2.5 minutos después de haberse iniciado el disparo de la SDV-4201 y la posterior apertura de la BDV-4011 20 segundos después.

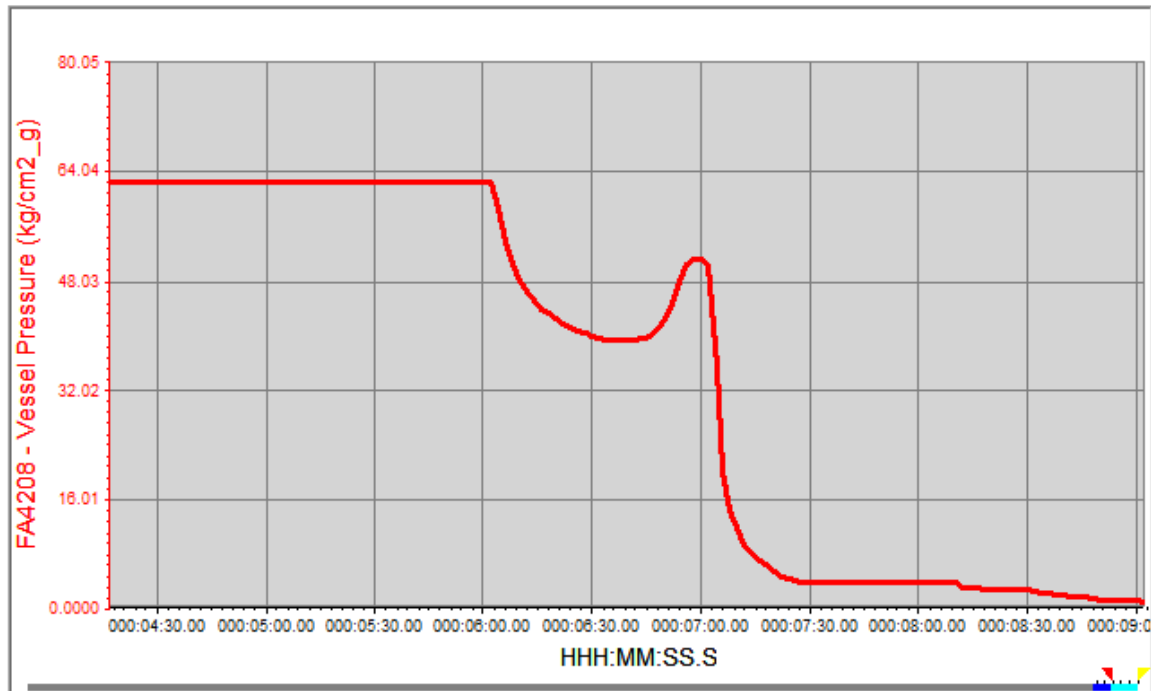


Figura 3.44 Diagrama que muestra la despresurización del remanente de gas atrapado hacia el quemador.

Finalmente de acuerdo a la secuencia de acciones por parte del SPPE ante la activación de la FIS-4 causa el paro de los módulos de compresión 1, 2 y 3, así como también, el envío de gas hacia el quemador en los slug catcher FA-4205A/B/C llevado a cabo por las válvulas reguladoras de presión PCV-4204A/B. Estos comportamientos son similares a los presentados en la FIS-3. Además, el flujo de gas enviado hacia el gasoducto Abkatun-Pol-Atasta es interrumpido al igual que el gas enviado hacia Abkatun-N1.

### 3.4.1.5. Evaluación dinámica de la FIS-5 por Alta-Alta presión (SDV-1102).

La Función Instrumentada de Seguridad número 5 corresponde a la válvula seguridad SDV-1102, actuador y transmisores de presión colocados corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por alta-alta presión. La configuración de la SDV-1102 establece que, de



acuerdo al Sistema Paro Por Emergencia (SPPE) de la plataforma Abkatun-A Compresión, la condición de cierre por Alta-Alta presión (PSHH-1102A/B) es de 76 kg/cm<sup>2</sup>g. El tiempo de cierre para la SDV-1102 de 24"Ø, corresponde a un valor de 24 segundos para el cierre total de la válvula. La válvula se encuentra instalada sobre la línea de envío (llegada) de gas amargo de Abkatún-D hacia Atasta y Abkatún-N1, como se muestra en la Figura 3.45.

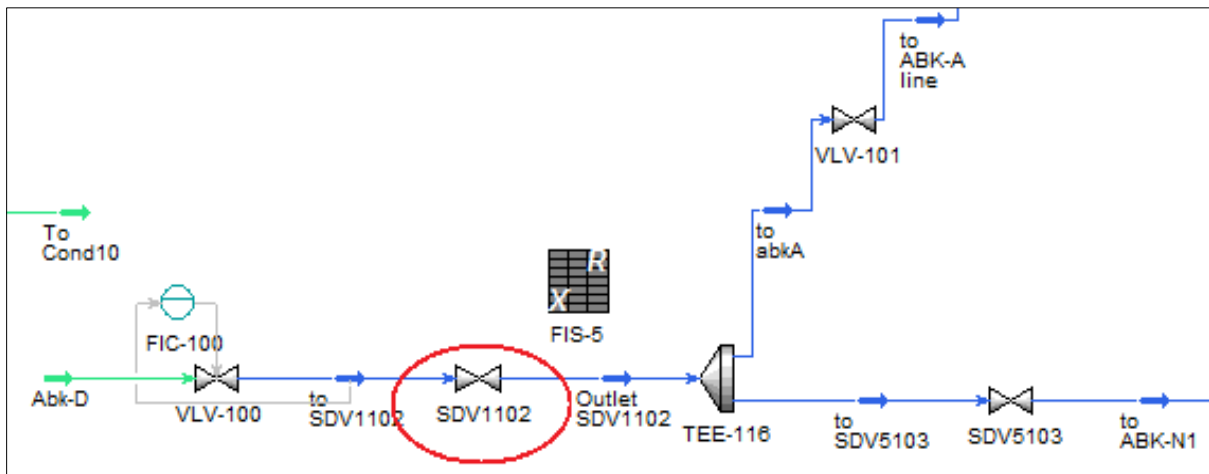


Figura 3.45 Diagrama que muestra la Válvula SDV-1102 en la línea de envío de gas hacia Abkatún-N1 y Atasta.

Para activar la FIS-5 por alta-alta presión se simula dinámicamente descontrol de presión en la descarga de módulos en Abkatun-D, incrementando progresivamente el flujo de gas y presión en la línea de llegada de gas a Abkatun-A Compresión hasta alcanzar el valor de disparo de la SDV-1102 por alta-alta presión configurado a 76 kg/cm<sup>2</sup>g. La Figura 3.46 muestra la activación de la Función Instrumentada número 5 ante el aumento de presión en la llegada de gas desde Abkatun-D.

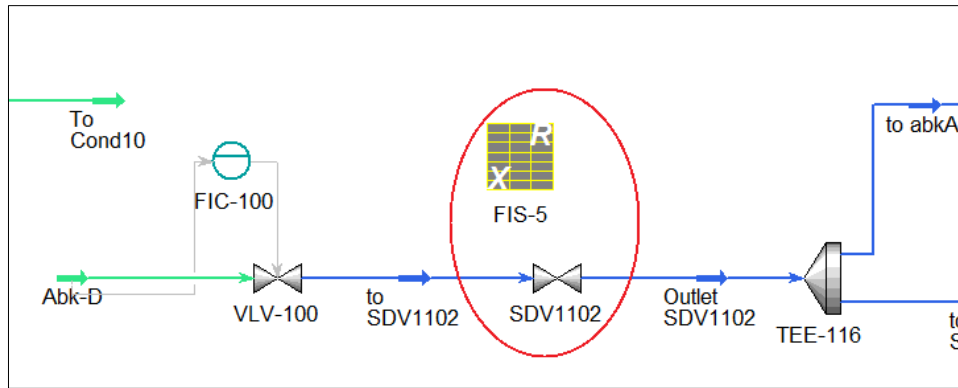


Figura 3.46 Activación de la FIS-5 provocada por la desviación de aumento de presión.

El comportamiento de la presión en la línea de 24" de diámetro en la llegada de gas en Abkatun-A Compresión proveniente de la descarga de módulos de compresión de Abkatun-D se muestra en la Figura 3.47. En la que se observa un incremento de presión, el cual alcanza en 46 segundos el valor de disparo configurado en la SDV-1102 por alta-alta presión. De acuerdo a la secuencia de acciones por Función Instrumentada de Seguridad, la FIS-5 una vez iniciado el cierre de la SDV-1102, se tiene como acción secundaria el cierre de la SDV-5103, por lo que al llegar al valor de disparo de la SDV-1102, la SDV-5103 comienza a cerrar con un tiempo de cierre de 16 segundos, deteniendo el flujo de envío de gas hacia Abk-N1 y llegando a presión atmosférica una vez cerrada las válvulas. Se observa además, el aumento de flujo de gas en la alimentación proveniente de Abkatun-D, el cual al momento del disparo de la SDV-1102 comienza a disminuir el flujo, sin embargo el flujo enviado hacia Abkatún-N1 disminuye con mayor rapidez debido al tiempo de cierre menor de la SDV-5103.

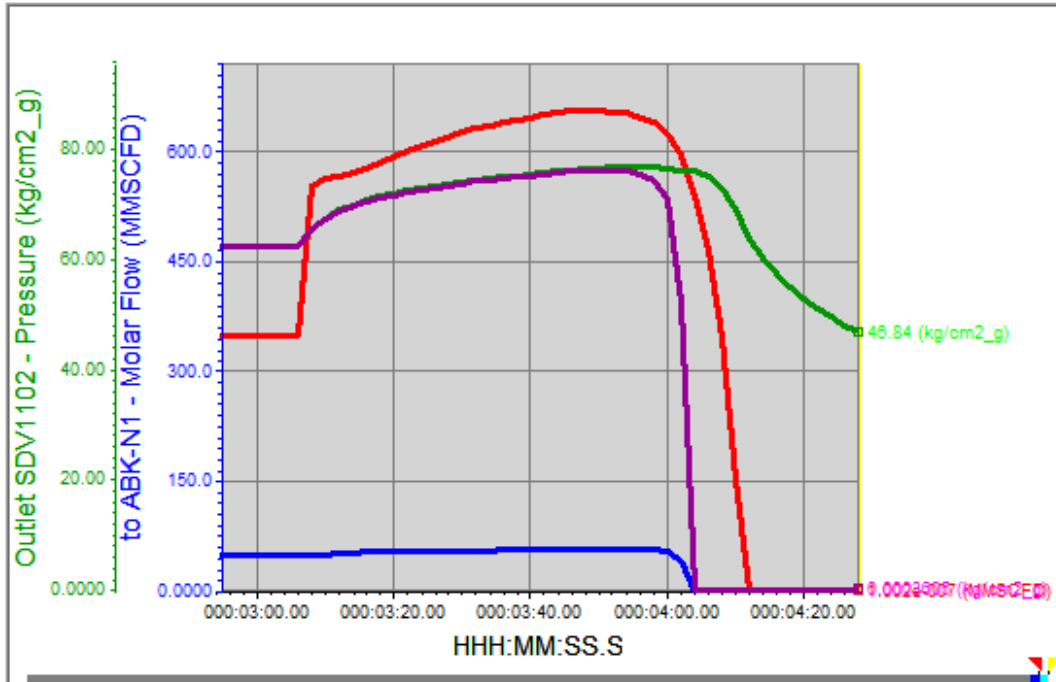


Figura 3.47 Perfil de presión y flujo en la línea proveniente de Abkatún-D.

La respuesta del proceso al cierre de las válvulas SDV-1102 y SDV-5103 es mínima por lo que el proceso sigue operando de manera normal solo se interrumpe el flujo de gas de envío hacia Abk-N1 debido al cierre de la SDV-5103 y se reduce a alrededor de 300.6 MMPCSD el flujo de gas enviado hacia Atasta. La operación normal del proceso se puede observar en la Figura 3.48 en la cual se observa la reducción del flujo hacia Atasta.

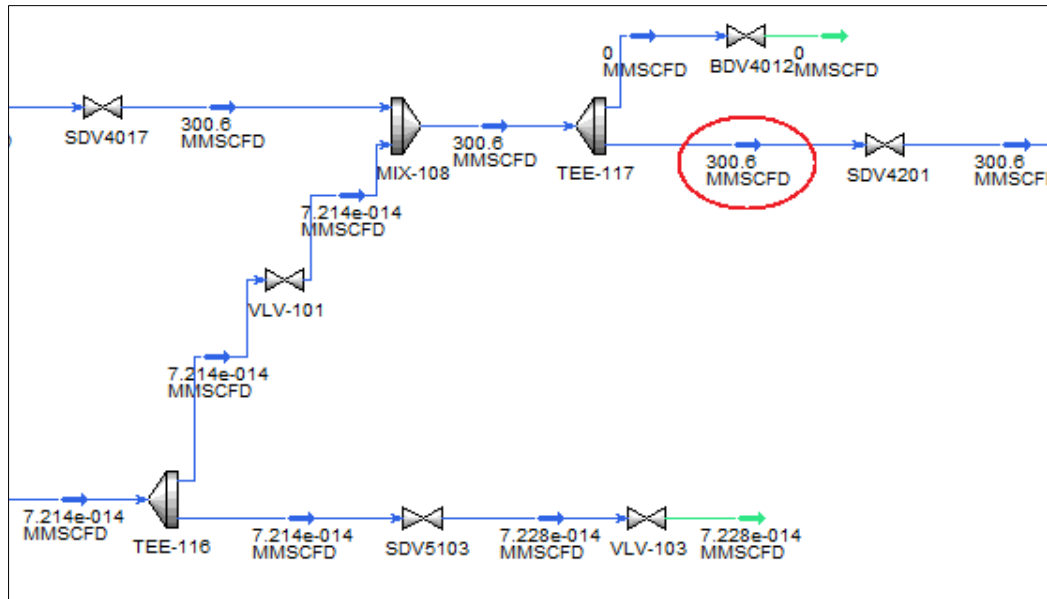


Figura 3.48 Diagrama que muestra la reducción de flujo de gas enviado a Atasta ante activación de la FIS-5.

Sin embargo, el separador FA-4208 recibe la desviación del aumento de la presión y el cierre de las válvulas SDV-1102 y SDV-5103, la respuesta del comportamiento del proceso ante la desviación y el cierre de las válvulas se muestra en la Figura 3.49, se observa el aumento de presión causado por el aumento de presión proveniente de Abkatun-D, una vez alcanzado el punto de disparo de la SDV-1102, se registra una disminución en la presión la cual comienza a reajustarse en un tiempo aproximado de 1.5 minutos después del cierre de la válvula, de manera similar se tiene el comportamiento del porcentaje de nivel de líquido siguiendo la misma tendencia del comportamiento de presión debido a la influencia que tiene esta en el separador. Cabe mencionar, que el proceso sigue operando de manera normal y solo se interrumpe el flujo de gas de envío hacia Abkatún-N1 debido al cierre de la SDV-5103.

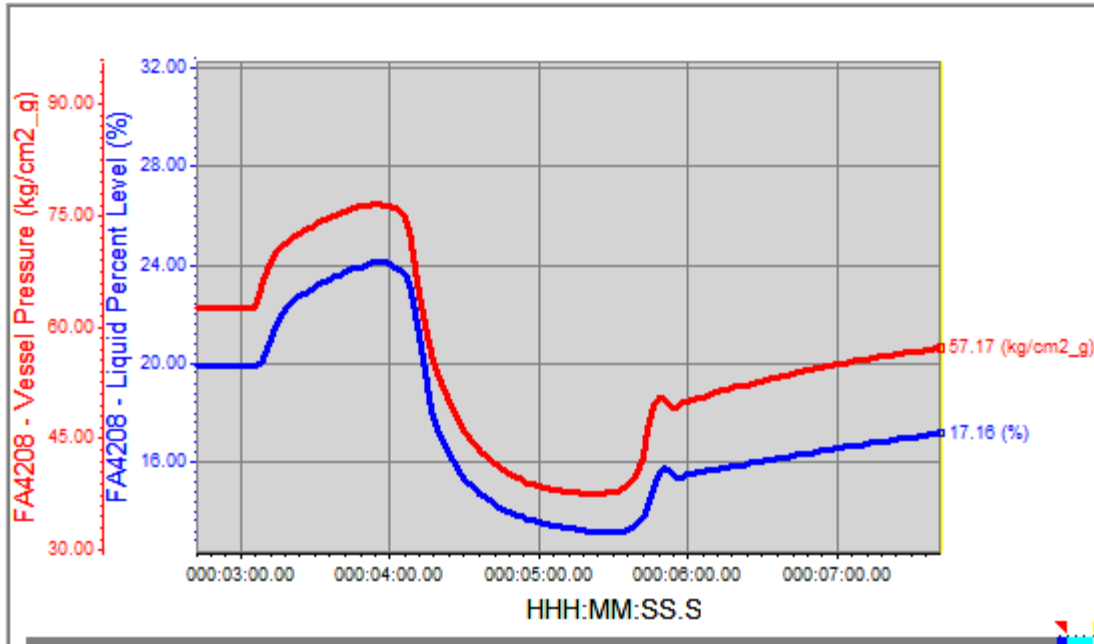


Figura 3.49 Perfil del comportamiento FA-4208 debido al cierre de la SDV-1102 y SDV-5103.

### 3.4.1.6. Evaluación dinámica de la FIS-6 por Baja-Baja presión (SDV-1102).

La Función Instrumentada de Seguridad número 6 corresponde a la válvula seguridad SDV-1102, actuador y transmisores de presión colocados corriente arriba de la misma. Con acción de cierre por baja-baja presión cuyo comando provenga del SPPE. La SDV-1102 se encuentra instalada sobre la línea de envío (llegada) de gas amargo de Abk-D hacia Atasta y Abk-N1, la cual presenta un diámetro de 24”.

La configuración de la SDV-1102 establece, de acuerdo al Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE) de la plataforma Abkatun-A Compresión, la condición de cierre está configurada por Baja-Baja presión (PSLL-1102A/B) a 51 kg/cm<sup>2</sup>g, el tiempo de cierre para las SDV-1102 de 24”Ø, se configura en la simulación de acuerdo a lo establecido en el Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE) con un valor de 24 segundos para el cierre total de la válvula.

Para activar la FIS-6 por baja-baja presión se simula dinámicamente diferentes orificios de fuga sobre la línea de 24"Ø, entre la SDV-4102 y la interconexión de la línea de proveniente de la descarga de módulos de compresión, hasta que sea lo suficientemente sensible al proceso y genere la condición de muy baja presión y de esta manera generar la activación de la FIS-6, siendo una fuga de 4" pulgadas aproximadamente la establecida para la simulación. La Figura 3.50 muestra la configuración de la desviación (fuga de gas) que lleva a la condición de muy baja presión, la activación de la Función Instrumentada de Seguridad 6 por medio de las válvulas SDV-1102 y SDV-5103.

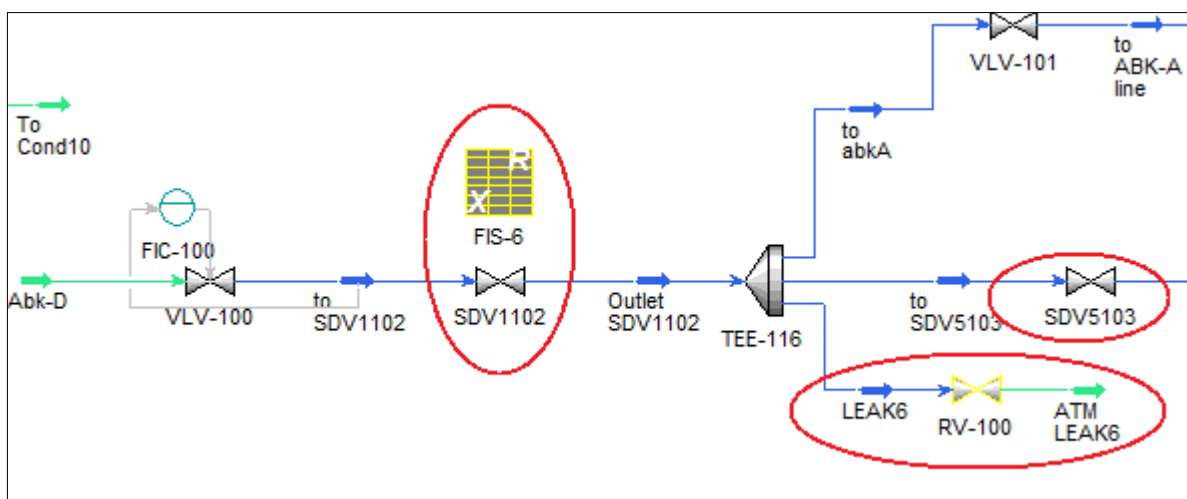


Figura 3.50 Activación de la FIS-6 provocada por una fuga de 4 pulgadas.

La Figura 3.51 muestra el perfil de comportamiento de la presión al presentarse la fuga sobre la línea de proceso. Se puede observar que después de 26 segundos la fuga provoca que el proceso llegue a su condición de muy baja presión disparando la SDV-1102 (tiempo de cierre, 24 segundos), sin embargo como acción secundaria se tiene la SDV-5103 colocada sobre la línea de envío de gas a Abk-N1 la cual está configurada con un tiempo de cierre de 16 segundos, por lo que la presión alcanza la presión atmosférica antes que la presión en la línea aguas abajo de la SDV-1102. Así mismo se observa la interrupción de flujo de gas hacia Abkatún-N1 al alcanzar un tiempo de 32 segundos después de haberse iniciado la desviación en la presión provocada por la fuga.

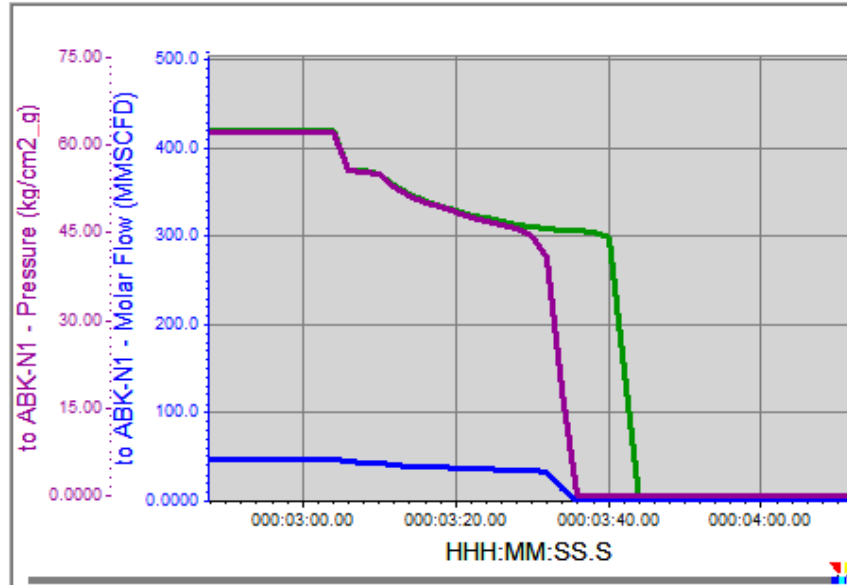


Figura 3.51 Perfil de comportamiento en la línea de envío de gas hacia Abkatún-N1 ante la FIS-6.

La respuesta del sistema a condición de cierre es mínima, solo una disminución en el Separador FA-4208 es percibida sin embargo la condición es ligeramente corregida por la válvula de reguladora de presión PCV-4501, el comportamiento de la presión en el separador se presenta en la Figura 3.52, en la cual se observa el inicio de la disminución de presión provocada por la fuga, y al cabo de 42 segundos de haber iniciado esta desviación la presión comienza a estabilizarse con un valor de presión de 55.3 kg/cm<sup>2</sup>g después de haber transcurrido un tiempo de 2.15 minutos desde el inicio de la fuga. De igual manera, se observa un comportamiento similar para el porcentaje de nivel de líquido en el separador, siendo este también estabilizado por la LCV-4208.

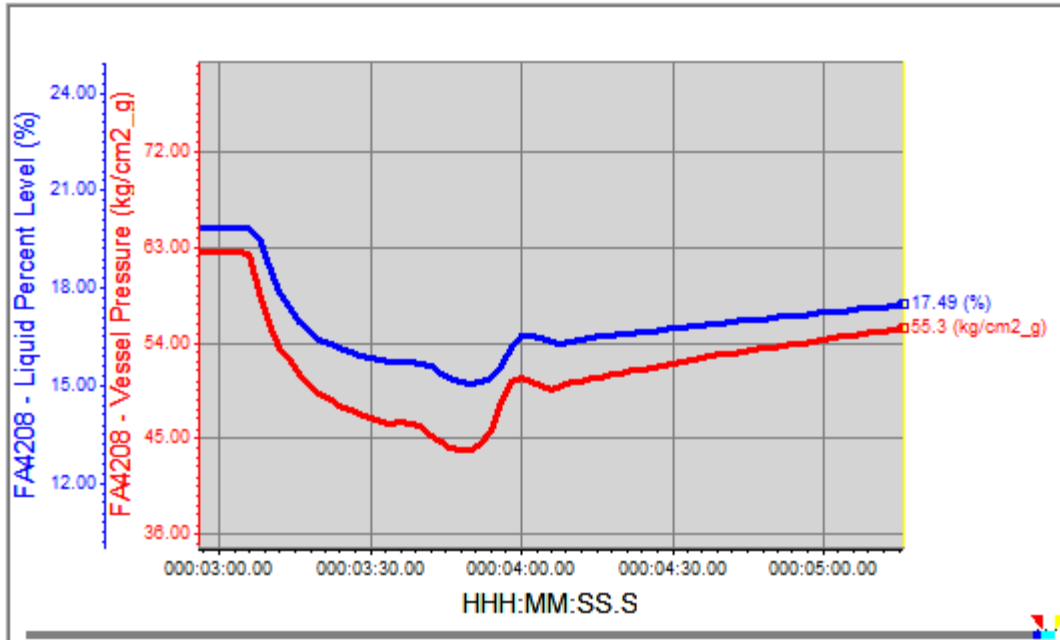


Figura 3.52 Perfil del comportamiento de presión en el separador FA-4208 ante activación la FIS-6 por fuga.

Por lo tanto el proceso de compresión continúa operando normalmente salvo la disminución en el flujo de gas enviado hacia Atasta a un valor del orden de los 300.6 MMPCSD y el corte en el suministro de gas enviado hacia Abk-N1. En la Figura 3.53 se muestra el corte del flujo de gas hacia Abkatún-N1 y el flujo enviado hacia Atasta.

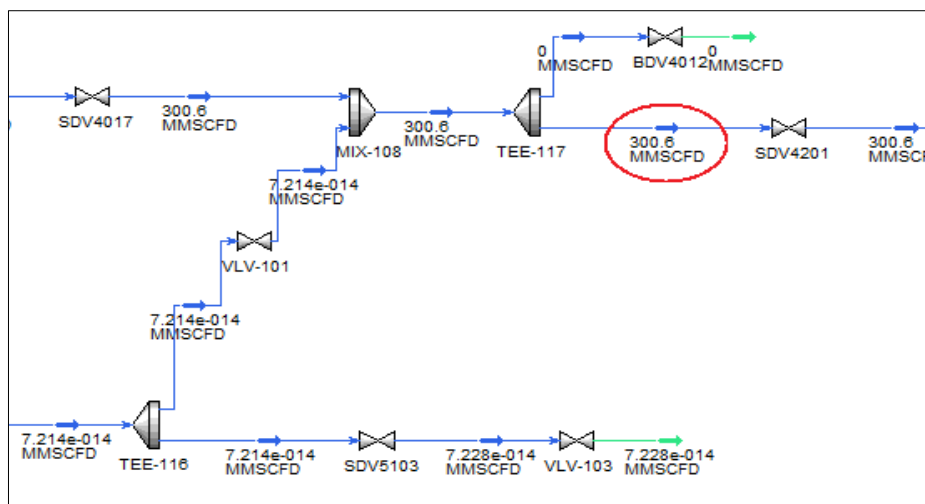


Figura 3.53 Diagrama que muestra el envío de gas hacia Atasta y corte de flujo de gas hacia Abkatun-N1.



### 3.4.2. Evaluación de los Separadores FA-4205AA/B/C en escenario de fuego.

La simulación dinámica de la generación de fuego en los alrededores de los separadores slug catcher FA-4205A/B/C se llevó a cabo añadiendo una corriente de energía en cada separador con el fin de suministrar calor como se observa en la Figura 3.54. En específico, el calor generado por la radiación de fuego es de  $37.5 \text{ KW/m}^2$  y provoca una temperatura aproximada de  $650^\circ\text{C}$  para materiales de acero al carbón, tal como lo indican la guía NFPA 921 y la norma API 2218.

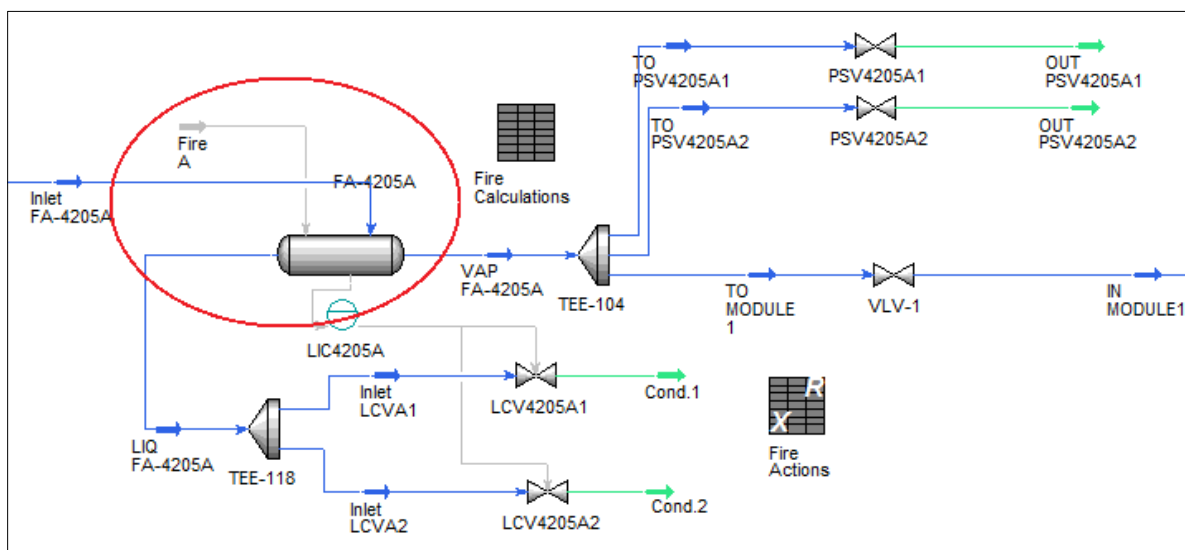


Figura 3.54 Corriente de calor hacia los separadores FA-4205A/B/C.

La plataforma Abkatun-A cuenta con la disponibilidad de iniciar la secuencia de paro por emergencia para la despresurización del sistema de proceso ante una señal de fuego confirmado por el Sistema de Gas y Fuego de la instalación, con estas bases se evaluó el comportamiento de los separadores ante el inicio de fuego combinado y el cierre de las válvulas correspondientes al SPPE. Una vez que la simulación comienza al suministrar el calor generado por fuego a los separadores, en la Figura 3.55 se puede observar el incremento de calor hasta alcanzar un valor de  $6.791 \times 10^6 \text{ BTU/h}$ .

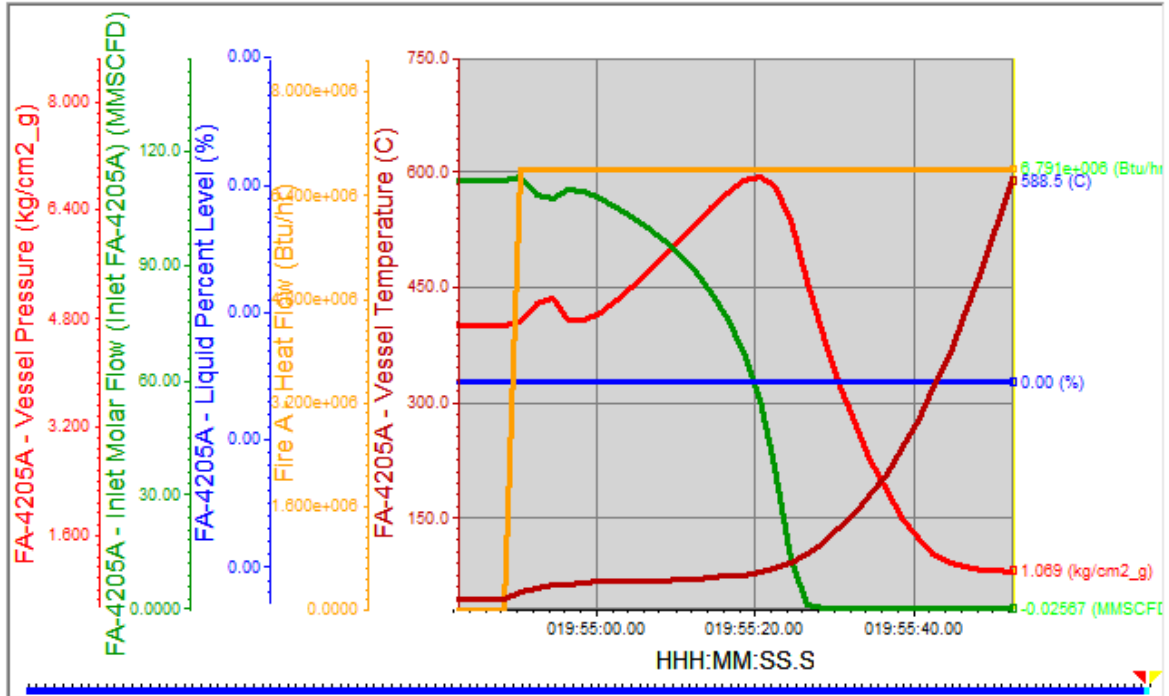


Figura 3.55 Escenario de Fuego con activación del SPPE y desfogue con válvulas PCV-4204A/B.

Inmediatamente que se registra el inicio del incendio en los alrededores de los separadores, el sistema de paro por emergencia se activa cerrando la válvula de corte SDV-4202 y las válvulas SDV-102A/B/C instaladas en la alimentación de los módulos de compresión como se muestra en la Figura 3.56, esto aunado al desfogue de gas del sistema contenido en esta parte del proceso por medio de las válvulas reguladoras de presión PCV-4204A/B, las cuales tienen la opción de desfogar el gas hacia los quemadores como ayuda para despresurizar el sistema.

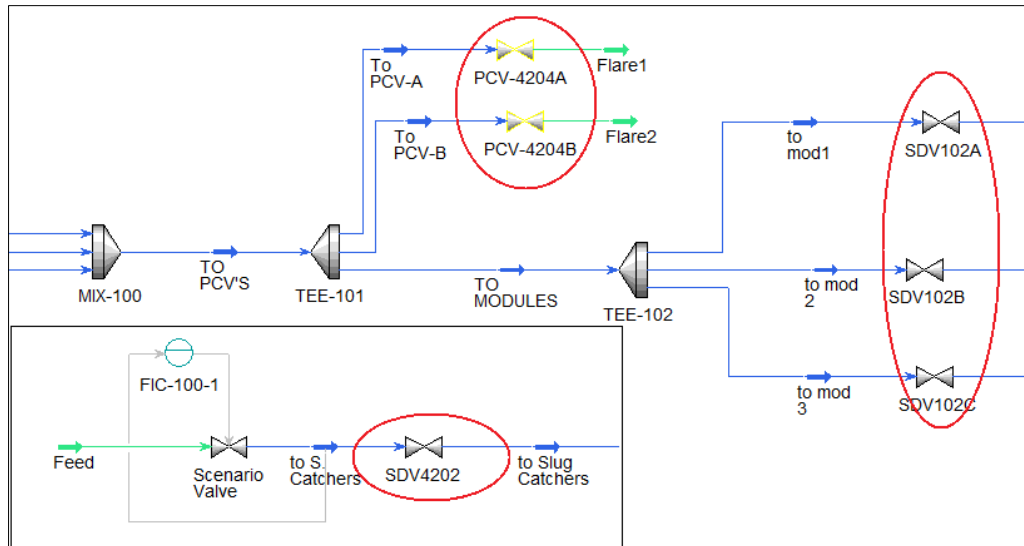


Figura 3.56 Disparo del SPPE y apertura de las PCV-4204A/B.

Una vez detectada la condición de fuego por el sistema de gas y fuego de la instalación se envía un comando de desenlace en las lógicas del SPPE para el cierre de las válvulas SDV-4202 y SDV-102A/B/C y apertura de las válvulas PCV-4204A/B. Se presenta una disminución del flujo de gas alimentado a los separadores, esto provoca junto con el calor generado por el fuego, un aumento en la temperatura provocando un aumento en la presión, también atribuido a la vaporización de las trazas de humedad de los líquidos existentes en los separadores. Transcurridos 32 segundos de haber iniciado el incendio, se puede observar que la presión aumenta hasta alcanzar el valor de apertura de las válvulas de alivio PSV-4205A1/A2 ( $7.052 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ ), con tamaño de orificio P ( $6.380 \text{ in}^2$ ), provocando la despresurización del sistema hasta alcanzar valores de  $1 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  en un tiempo aproximado de un minuto. Cabe mencionar que la temperatura continua aumentando a valores cercanos en los cuales el acero al carbón, material del cual están hechos los separadores, comienza a presentar daños en su integridad mecánica. Un segundo escenario de fuego fue llevado a cabo, se establecieron las mismas condiciones y características del escenario anterior, sin embargo, la diferencia con respecto al anterior fue el hecho de que al momento de presentarse el inicio del incendio, las válvulas PCV-4204A/B fallaron, ocasionando que la despresurización del sistema fuera realizada por las válvulas PSV-4205A1/A2.

Tal como se observa en la Figura 3.57 una vez iniciado el fuego y el disparo de las válvulas involucradas en el SPPE, el flujo de gas alimentado comienza a disminuir provocando que el gas atrapado en el separador, por el cierre de las válvulas y por el aumento de la temperatura provocado por el calor suministrado por el fuego, aumente de presión hasta sobrepasar la presión de apertura de las PSV-4205A1/A2 y llegar a un valor de 8 kg/cm<sup>2</sup>g, una vez aperturadas las válvulas de alivio, la presión empieza a estabilizarse y disminuir lográndola disminuir hasta 1.1 kg/cm<sup>2</sup>g en un tiempo de 1 minuto y 34 segundos después de haber iniciado el incendio.

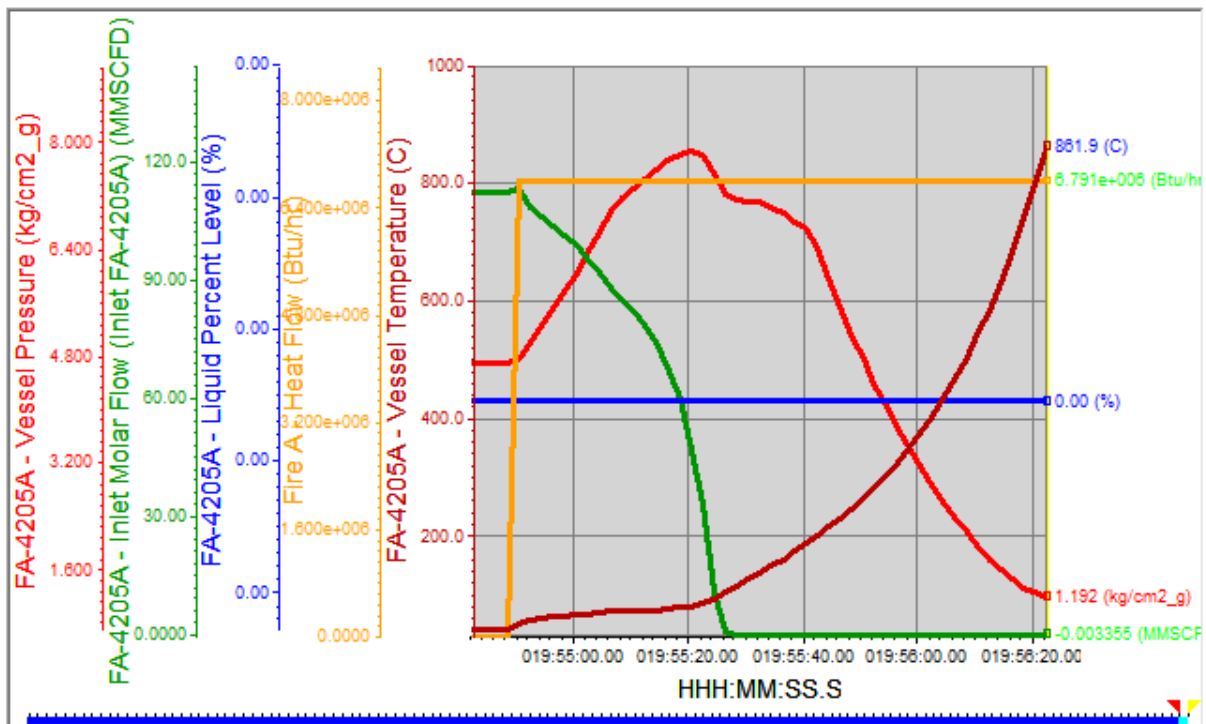


Figura 3.57 Escenario de Fuego con disparo del SPPE sin desfogue de las válvulas PCV-4204A/B.

### 3.5. Validación Dinámica de la Seguridad Funcional (VDSF) del Sistema de Paro Por Emergencia

Uno de los objetivos principales del proyecto fue integrar la simulación dinámica de procesos en el cumplimiento normativo del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional, específicamente en la primera etapa del ciclo de acuerdo a la Norma de Referencia de Pemex NRF-045-Pemex, en la cual, están incluidas las etapas del análisis de riesgo para la identificación de peligros y escenarios de riesgo y el análisis de las capas de protección de la instalación.

La primer etapa del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional proporciona una serie de escenarios de riesgo identificados así como las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) a desempeñar por los Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) evaluados del Sistema de Paro Por Emergencia para alcanzar el nivel de riesgo tolerable. Es importante evaluar y/o verificar los escenarios de riesgo así como las Funciones Instrumentadas de Seguridad con la finalidad de observar que el comportamiento del proceso estudiado tenga un desenlace de forma segura. Una manera de lograr la evaluación de dichos resultados es la simulación dinámica de procesos, la cual fue útil para simular dinámicamente los eventos iniciadores de peligros provocando las desviaciones en el proceso y así evaluar el funcionamiento del SPPE en la mitigación de tales desviaciones.

Derivado del análisis y la observación del comportamiento del proceso ante las desviaciones provocadas por los eventos iniciadores se obtuvo un formato condensado con los resultados relevantes obtenidos mediante la integración de la simulación dinámica en el Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional, así como la integración colaborativa de las técnicas de Estudios de Riesgo y Operabilidad (HAZOP) y la técnica de Análisis de las Capas de Protección. El formato mencionado, se aprecia en la Tabla 3.6, donde se muestran las categorías de las técnicas HAZOP y LOPA así como la Simulación Dinámica, un formato de interacción y validación de los resultados de la primer etapa del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional aplicado en el estudio desarrollado para el proceso de compresión de la plataforma Abkatun-A.

Tabla 3.6 Validación Dinámica de la Seguridad Funcional (VDSF).

<b>VALIDACIÓN DINÁMICA DE LA SEGURIDAD FUNCIONAL (VDSF)</b>	
ETAPA	PRIMERA ETAPA DEL CICLO DE VIDA DE LA SEGURIDAD FUNCIONAL

INSTALACIÓN	PLATAFORMA ABKATUN-A COMPRESIÓN.	FECHA: DD/MM/AA		
HAZOP	LOPA	SIM. DINÁMICA.		
Alta presión en cabezal general de alimentación, ocasionando fuga e incendio y explosión.	FIS-01: Instrumentar la SDV-4202 mediante actuador y transmisores de presión corriente abajo.	✓	Incremento de gas recibido en la alimentación.	✓
		✓	Disparo de la SDV-4202 por alta-alta presión.	✓
		✓	Falla de PCV-4204A/B sin desfogue a quemador.	✓
		✓	Despresurización de separadores FA-4205A/B/C	✓
		✓	Despresurización de módulos de Compresión.	✓
		✓	Disminución a 300 MMPCSD de flujo de gas hacia Atasta proveniente de Abkatun-D logrando estabilizar el sistema en modo seguro.	✓
Fuga o ruptura en cabezal general de alimentación, ocasionando atmosferas inflamables y toxicas, incendio y explosión.	FIS-02: Instrumentar la SDV-4202 mediante actuador y transmisores de presión corriente abajo de la misma.	✓	Simulación de fuga de 5" mediante válvula.	✓
		✓	Disparo de la SDV-4202 por baja-baja presión.	✓
		✓	Apertura de PCV-4204A/B para desfogue a flare.	✓
		✓	Despresurización del sistema de compresión.	✓
		✓	Disminución a 300 MMPCSD de flujo de gas hacia Atasta proveniente de Abkatun-D logrando estabilizar el sistema en modo seguro.	✓
Fuga o ruptura en la descarga general de módulos de compresión, ocasionando atmosferas inflamables y toxicas, incendio y explosión.	FIS-03: Instrumentar la SDV-4017 mediante actuador y transmisores de presión corriente arriba.	✓	Simulación de fuga de 2.8" mediante válvula.	✓
		✓	Disparo de la SDV-4017 por baja-baja presión.	✓
		✓	Paro de módulos de compresión.	✓
		✓	Apertura de BDV-4011 20 seg. después del disparo de la SDV-4017.	✓
		✓	Despresurización del sistema de compresión en un tiempo de 2 min. y 54 seg. aproximadamente.	✓
		✓	Disminución de 300 MMPCSD de flujo de gas hacia Atasta proveniente de Abkatun-D logrando estabilizar el sistema en modo seguro.	✓
Fuga o ruptura en la descarga general de módulos de compresión (salida) hacia Atasta, ocasionando atmosferas inflamables y toxicas, incendio y explosión.	FIS-04: Instrumentar la SDV-4201 mediante actuador y transmisores de presión corriente arriba.	✓	Simulación de fuga de 3.5" mediante válvula.	✓
		✓	Disparo de la SDV-4201 por baja-baja presión.	✓
		✓	Cierre de SDV-4017, SDV-1102 y SDV-5103.	✓
		✓	Paro de módulos de compresión.	✓
		✓	Apertura de BDV-4011 20 seg. después del cierre de la SDV-4201.	✓

			Apertura de BDV-4012 24 seg. después del cierre de la SDV-4201.	✓
			Despresurización del sistema de compresión en un tiempo aproximado de 2 min. y 30 seg.	✓
			Interrupción del flujo de gas hacia Atasta y Abkatun-N1.	✓
Mayor presión en línea de envío (llegada) de gas amargo de Abkatun-D a Abkatun-N1, ocasionando fuga, incendio y explosión.	FIS-05: Instrumentar la SDV-1102 mediante actuador y transmisores de presión corriente arriba.	✓	Incremento de gas recibido en la alimentación proveniente de Abkatun-D.	✓
			Disparo de la SDV-1102 por alta-alta presión y cierre de la SDV-5103.	✓
			Disminución a 300.6 MMPCSD de flujo de gas hacia Atasta.	✓
			Interrupción de flujo de gas hacia Abkatun-N1 de forma segura.	✓
Fuga o ruptura en línea de envío (llegada) de gas amargo de Abkatun-D a Abkatun-N1, ocasionando fuga, incendio y explosión.	FIS-06: Instrumentar la SDV-1102 mediante actuador y transmisores de presión corriente arriba.	✓	Simulación de fuga de 4" mediante válvula.	✓
			Disparo de la SDV-1102 por baja-baja presión y cierre de la SDV-5103.	✓
			Disminución a 300.6 MMPCSD de flujo de gas hacia Atasta.	✓
			Interrupción de flujo de gas hacia Abkatun-N1 de forma segura.	✓
Escenario de Fuego 1	Escenario de Fuego 1	✓	Simulación de fuego mediante suministro de radiación de calor (37.5 KW/m <sup>2</sup> ).	✓
			Disparo del SPPE para los separadores FA-4205A/B/C.	✓
			Desfogue de gas por medio de las PCV-4204A/B.	✓
			Apertura de las PSV-4205A1/A2/B1/B2/C1/C2.	✓
			Despresurización de los separadores en un tiempo de 1 min. y 4 seg.	✓
Escenario de Fuego 2	Escenario de Fuego 2	✓	Simulación de fuego mediante suministro de radiación de calor (37.5 KW/m <sup>2</sup> ).	✓
			Disparo del SPPE para los separadores FA-4205A/B/C.	✓
			Apertura de las PSV-4205A1/A2/B1/B2/C1/C2.	✓
			Despresurización de los separadores en un tiempo de 1 min. y 34 seg.	✓

Mediante la Validación Dinámica de la Seguridad Funcional (VDSF), se logra una visión general y representativa de los resultados involucrados en el uso de las metodologías empleadas en el Análisis de Riesgo de Proceso (ARP) aplicadas en el cumplimiento normativo de los sistemas instrumentados de seguridad. De esta manera la implementación de la simulación dinámica proporciona una verificación previa de los resultados obtenidos en la primer etapa del ciclo de vida de la seguridad funcional, verificándolos mediante la evaluación del comportamiento de las variables críticas de operación del proceso estudiado ante las desviaciones de los escenarios de riesgo.

Los resultados de un análisis de riesgo pueden ser variables dependiendo del personal y/o la compañía involucrada en la realización del mismo, por lo cual, el formato de validación introduce una etapa de revisión adicional empleando la simulación dinámica de procesos para la generación de confiabilidad, corrección de los resultados y/o la toma de decisiones y asimismo poder continuar con las etapas posteriores en el cumplimiento del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional, como las etapas de diseño, especificación de los sistemas instrumentados de seguridad y definición de la arquitectura de los subsistemas.



## CONCLUSIONES

La simulación estacionaria de proceso realizada permitió evaluar el sistema y determinar la distribución de hidrocarburos líquidos y gaseosos del proceso de compresión de la plataforma Abkatun-A.

Con la simulación en estado estacionario se obtuvieron los datos de las propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes con las cuales se generó el diagrama de flujo del proceso en el simulador y se obtuvo el balance de materia y energía.

La simulación en el régimen estacionario fue la base y el primer paso para realizar la transición hacia la simulación dinámica.

Se identificaron un total de 42 escenarios de riesgo en los tres nodos del proceso analizados, obteniendo consecuencias peligrosas como lo son incendios, ruptura de uniones y atmósferas inflamables.

La matriz de daño al personal es la más crítica, se identificaron un total de 9 (21.4% de los escenarios totales) escenarios en la zona no tolerable y 9 (21.4% de los escenarios totales) en la zona indeseable, por lo que se hace inherente tomar las medidas y aplicar las recomendaciones necesarias proporcionadas en el análisis HAZOP para la mitigación o reducción del peligro y de esta manera reducir los valores de frecuencia y consecuencia de los peligros identificados que pudieran afectar la seguridad del personal en la instalación.

El uso de las matrices de riesgo y la categorización de los escenarios de riesgo en frecuencia y consecuencia proporcionó un carácter semi-cuantitativo a la técnica HAZOP, siendo esta una técnica que proporciona datos cualitativos.

La categorización de los escenarios de riesgo en matrices sirvió de método de asignación de riesgo tolerable a cumplir en la metodología LOPA ante la ocurrencia de los eventos iniciadores de peligro.

Las recomendaciones ejercidas en la metodología HAZOP fueron de carácter técnico, tales como la implementación de sistemas de detección de gas y fuego, cabezal de agua contraincendio, detección de gas tóxico y combustible.

La metodología HAZOP permitió relocalizar algunas tomas de presión de las válvulas de corte (SDV), instalar y configurar alarmas, alarmas audibles, así como también, indicar el funcionamiento de la operación cuando existan actividades de mantenimiento.

La plataforma Abkatun-A Compresión cuenta con los sistemas recomendados de seguridad de proceso.

Con el fin de reducir o mitigar la ocurrencia de accidentes de gran magnitud, es necesario incorporar cambios en los elementos y localización de la instrumentación, en la filosofía de operación para las actividades de mantenimiento llevadas a cabo durante la operación y un programa de actividades en el control de la corrosión.

La aplicación de la metodología de Análisis de Capas de Protección (LOPA), permitió una revisión exhaustiva en relación a la metodología de identificación de peligros, con la metodología de análisis de las capas de protección se puede ir avanzando y analizando cada una de las capas de protección por cada evento peligroso (escenario) definido por cada par causa-consecuencia identificado.

La integración de las metodologías HAZOP y LOPA permitió una mayor profundidad en la revisión de eventos peligrosos potenciales para la instalación, especialmente para los escenarios de riesgos intolerables e indeseables, siendo estas metodologías un complemento adecuado en la proporción de resultados cualitativos y cuantitativos para la disminución de riesgo desarrollado en los análisis de riesgos.

Se estudiaron 42 escenarios de riesgo, para los cuales, se determinaron 7 Funciones Instrumentadas de Seguridad requeridas para mitigar y reducir el nivel de riesgo en la plataforma Abkatun-A.

Se obtuvieron las dos características fundamentales que describen a las Funciones Instrumentadas de Seguridad a ser desempeñadas por el Sistema Instrumentado de Seguridad, la función (acción) y su nivel integral de seguridad objetivo SIL objetivo ante los eventos peligrosos identificados en la plataforma Abkatun-A.

Por medio de las Funciones Instrumentadas de Seguridad se identificó la acción, el peligro que evitan, así como el factor de reducción de riesgo y el SIL objetivo requeridos para el Sistema Instrumentado de Seguridad del Sistema de Paro por Emergencia, como una de las conclusiones fundamentales de este estudio.

Se logró construir un modelo de simulación dinámica del proceso en condiciones normales de operación del sistema de compresión del centro de proceso Abkatun-A del Activo de Producción Abkatun-Pol-Chuc. Una vez estable el sistema se configuró cada una de las Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS) de acuerdo a la matriz lógica del Sistema de Paro Por Emergencia (SPPE) de la plataforma con el fin de crear condiciones críticas o de riesgo en el proceso que llevaran a la activación de cada una de las funciones, acciones secundarias establecidas en la matriz de paro por emergencia y la secuencia de acciones por Funciones Instrumentadas de Seguridad (FIS).

Se configuró dentro de la simulación dinámica el evento iniciador para cada FIS, logrando monitorear en función del tiempo la respuesta del proceso al desenlace de cada FIS con el fin de determinar que la activación de cada una de las FIS llevara el proceso a un estado seguro en un tiempo requerido de desfogue de gas menor a 15 minutos, en base a lo establecido en el API RP 521, constatando que la plataforma Abkatun-A Compresión cumple con un diseño adecuado del Sistema de Paro por Emergencia para la mitigación de las desviaciones operativas del proceso y garantizar el desenlace de paro seguro en el comportamiento del proceso.

Se pudo constatar que para todos los comportamientos evaluados en cada escenario de riesgo se provee condiciones de nivel de seguridad definido de acuerdo al diseño conceptual del Sistema de Paro Por Emergencia propuesto.

Con la simulación del escenario de fuego en los Separadores slug catcher FA-4205A/B/C se pudo verificar el correcto funcionamiento y dimensión de las dos válvulas de alivio de presión instaladas con tamaño de orificio P ( $6.380 \text{ in}^2$ ) en cada separador, ya que en el momento del disparo de presión logran despresurizar el sistema en un tiempo no mayor a dos minutos evitando el aumento de presión, aunado al disparo del Sistema de Paro Por Emergencia ante la presencia de fuego confirmado por el Sistema de Gas y Fuego de la plataforma, y de esta manera evitar alcanzar la presión de diseño de los Separadores ( $9.142 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ ) pudiendo provocar una explosión.

La integración de la simulación dinámica específicamente en la primera parte del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional proporcionó una etapa de verificación, desarrollando un formato general, el cual representa una alternativa de gran utilidad en la verificación de resultados obtenidos durante un análisis de riesgo de proceso.

El formato de Validación Dinámica de la Seguridad Funcional (VDSF) proporciona una visión más clara de la integración de las metodologías llevadas a cabo en el proyecto, además puede ser útil en la generación de confiabilidad, corrección de resultados y/o toma de decisiones con respecto a los resultados obtenidos de las metodologías de riesgo empleadas y garantizar la continuación de las etapas posteriores del cumplimiento normativo del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional.

Referente a la búsqueda bibliográfica realizada, no se encontraron trabajos y/o proyectos desarrollados que involucren la evaluación del cumplimiento normativo del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional, especialmente hablando de la evaluación de las Funciones Instrumentadas de Seguridad requeridas por medio de la simulación dinámica de procesos. Por otro lado, existe una gran cantidad de trabajos referentes a la implementación de la simulación de procesos,

modelamiento matemático y otras técnicas computacionales de evaluación de fluidos en colaboración con análisis de riesgos.

El impacto del proyecto reside en la incorporación de la simulación dinámica para la evaluación del comportamiento de los procesos químicos y/o petroleros y creación de escenarios de riesgo, aplicada a los análisis de riesgo, específicamente en la evaluación de los Sistemas Instrumentados de Seguridad de las instalaciones de proceso, y de esta forma verificar el comportamiento de variables críticas de operación, correcto diseño, tiempo de apertura y tiempo de desfogue y despresurización de elementos pertenecientes al Sistema de Paro por Emergencia.

La implementación de la simulación dinámica en la 1er etapa del Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional provee la verificación y validación de los resultados obtenidos en el estudio HAZOP y LOPA, fortaleciendo la confiabilidad y obtención de los resultados generados con respecto al uso de estas técnicas por separado.

Con el desarrollo de este proyecto se cumplió el objetivo principal de integración de la simulación dinámica en el Ciclo de Vida de la Seguridad Funcional contribuyendo como una herramienta adicional en el mejoramiento de las metodologías de seguridad en cualquier proceso productivo.

## BIBLIOGRAFÍA

- Agencia Internacional de Energía. (2016). *World Energy Outlook 2016 sees broad transformations in the global energy landscape*. OECD/IEA. Obtenido de <https://www.iea.org/newsroom/news/2016/november/world-energy-outlook-2016.html>
- Anju Sunny, P. S. (2016). Syngas production from regasified liquefied natural gas and its simulation using Aspen HYSYS. *Journal of Natural Gas Science and Engineering No. 30*, 176-181.
- API 2218. (1999). *Fireproofing Practices in Petroleum and Petrochemical Processing Plants*. Washington, D.C.: API Publishing Services.
- API RP 521. (2014). *Guide for Pressure Relieving and Depressuring Systems*. (Sexta ed.). API.
- Arthur J. Kidnay, W. R. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing* (1 ed.). Taylor & Francis Group. Recuperado el Agosto de 2016
- Arthur M. Dowell, T. R. (2005). Layer of Protection Analysis: Generating Scenarios Automatically from HAZOP Data. *Wiley InterScience, Process Safety Progress* , 38-44.
- Arunnvinthan Rajendram, F. y. (2015). Modelling of fire risks in an offshore facility. *Fire Safety Journal No. 71*, 79-85.
- Aspentech. (2013). *EHY223 Aspen HYSYS Dynamics: Introduction to Dynamic Modeling*. Burlington, Massachusetts, USA.: Aspen Technology.
- Bequette, B. W. (1998). *Process Dynamics Modelling, Analysis and Simulation*. Upper Saddle River, New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Biao Sun, K. G. (2013). LNG accident dynamic simulation: Application for hazardous consequence reduction. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries No. 26*, 1246-1256.

- C. Jeerawongsuntorn, N. S. (2011). Integration of safety instrumented system with automated HAZOP analysis: An application for continuous biodiesel production. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* No. 24, 412-419.
- CCPS. (2001). *"Layer of Protection Analysis, Simplified Process Risk Assessment,"* (Primera ed.). Nueva York: Library of Congress.
- Center for Chemical Process Safety. (1995). *"Guidelines for Hazard Evaluation Procedures,"* (Segunda ed., Vol. I). Wiley.
- COMERI-144. (2010). *Lineamientos para realizar Análisis de Riesgos de Proceso, Análisis de Riesgos de Ductos y Análisis de Riesgos de Seguridad Física, en Instalaciones de Petroleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.* PEMEX.
- Dallas L. Green, A. M. (1995). How to design, verify and validate emergency shutdown systems. *ISA Transactions* No. 34, 261-272.
- Davide Manca, S. B. (2012). Dynamic simulation of the BP Texas City refinery accident. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* No. 25, 950-957.
- Dragffy, G. (1998). The design of a highly reliable safety critical emergency shutdown system. *Reliability Engineering and System Safety* No. 61, 215-227.
- E. Németh, I. C. (2005). Diagnostic goal driven modelling and simulation of multiscale process systems. *Computers and Chemical Engineering* No. 29, 783-796.
- Elnara Nasimi, H. A. (2016). Application of Safety Instrumented System (SIS) approach in older nuclear power plants. *Nuclear Engineering and Design* No. 301, 1-14.
- Faisal I. Khan, R. S. (2002). Risk-based process safety assessment and control measures design for offshore process facilities. *Journal of Hazardous Materials* No. A94, 1-36.
- Faisal I. Khan, S. A. (1998). Techniques and methodologies for risk analysis in chemical. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* No. 11, 261-277.
- Faisal I. Khan, S. A. (1998). Techniques and methodologies for risk analysis in chemical process industries. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* No. 11, 261-277.

- Filosofía de Operación, Pemex. (2015). *Filosofía de Operación, Plataforma Abkatún-A Compresión, Activo de Producción Abkatún-Pol-Chuck*. Recuperado el Julio de 2016
- Frank Crawley, B. T. (2015). *HAZOP: Guide to Best Practice* (Tercera ed.). Amsterdam: Elsevier.
- G. Chiappetta, G. C. (2006). Analysis of safety aspects in a membrane reactor. *Desalination No. 193*, 267-279.
- Gordon, R. P. (1998). The contribution of human factors to accidents in the offshore oil industry. *Reliability Engineering and System Safety*, 95-108.
- Helen H. Lou, J. C. (2006). Large-scale dynamic simulation for security assessment of an ethylene oxide manufacturing process. *Computers and Chemical Engineering No. 30*, 1102-1118.
- Hyprotech. (1998). *HYSYS Plant Steady State Modelling*. Alberta, Canada: Hyprotech Ltd.
- IEC. (2015). *Functional Safety-Essential to Overall Safety*. Recuperado el Agosto de 2016, de [www.iec.ch/functionalsafety/](http://www.iec.ch/functionalsafety/)
- International Electrotechnical Commission. (2016). *International Standards and Conformity Assessment for all electrical, electronic and related technologies*. Recuperado el 2016 de Agosto, de [www.iec.ch/about/profile/](http://www.iec.ch/about/profile/)
- JLPPI. (2013). Introduction to the SI of JLPPI on Process Safety and Globalization. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 879.
- John Ingham, I. J. (2000). *Chemical Engineering Dynamics* (Segunda ed.). Bradford: Wiley-VCH.
- Johnson, R. W. (2010). Beyond-compliance uses of HAZOP/LOPA studies. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries No. 23*, 727-733.
- Jon Espen Skogdalen, J. K. (2012). Evacuation, escape, and rescue experiences from offshore accidents including the Deepwater Horizon. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries No.25*, 148-158.



- Juraj Labovský, Z. S. (2007). Model-based HAZOP study of a real MTBE plant. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries No. 20*, 230-237.
- Kletz, T. (1999). *HAZOP and HAZAN Identifying and assessing process industry hazards* (Cuarta ed.). Institution of Chemical Engineers.
- Kosmowski, K. T. (2006). Functional safety concept for hazardous systems and new challenges. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries No. 19*, 298-305.
- Lin Cui, Y. S. (2012). HASILT: An intelligent software platform for HAZOP, LOPA, SRS and SIL verification. *Reliability Engineering and System Safety No. 108*, 56-64.
- Luyben, W. L. (2015). "Aspen Dynamics simulation of a middle-vessel batch distillation process,". *Journal of Process Control*, 49-59.
- Lyons, W. C. (1996). *Standard Handbook of Petroleum & Gas Engineering* (Vol. 1). Gulf Publishing Company. Recuperado el Agosto de 2016
- Macdonald, D. (2004). *Practical Hazops, trips and alarms* (Primera ed.). Oxford: Newnes una impresión de Elsevier.
- Marco Scholz, M. A. (2015). Dynamic process simulation and process control of biogas permeation processes. *Journal of Membrane Science No. 484*, 107-118.
- Maryam Kalantarnia, F. K. (2010). Modelling of BP Texas City refinery accident using dynamic risk assessment approach. *Process Safety and Environmental Protection No.88*, 191-199.
- Montaño, C. (2013). *Simulación dinámica para aplicaciones de riesgo y seguridad en procesos de hidrocarburos para instalaciones en aguas profundas*. Ciudad Madero, Tamaulipas: Tesis.
- Mordechai Shacham, N. B. (2000). Open architecture modelling and simulation in process hazard assessment. *Computers and Chemical Engineering No. 24*, 415-421.
- NFPA 921. (2004). *Guide for Fire and Explosion Investigations*. Quincy, MA: National Fire Protection Association.

- NFPA 921. (2004). *Guide for Fire and Explosion Investigations*. National Fire Protection Association.
- Nolan, D. P. (1994). *Application of HAZOP and WHAT IF safety reviews to the Petroleum, Petrochemical and Chemical Industries*. Park Hidge, New Jersey: Noyes Publications.
- NRF-045-PEMEX. (2010). *Seguridad Funcional-Sistemas Instrumentados de Seguridad-Para los Procesos del Sector Industrial*. Recuperado el Agosto de 2016
- Pemex. (2015). *Reservas de hidrocarburos de México al 1 de enero de 2015*. Recuperado el Julio de 2016
- Pemex. (2016). "*Base de Datos Institucional-Pemex Exploración y Producción*". Recuperado el Agosto de 2016, de [www.pemex.com](http://www.pemex.com)
- PEMEX. (2016). *Pemex alcanzará un índice de 98 por ciento de aprovechamiento de gas en los próximos 3 años*. Sala de Prensa. Obtenido de [http://www.pemex.com/saladeprensa/boletines\\_nacionales/Paginas/2016-067-nacional.aspx](http://www.pemex.com/saladeprensa/boletines_nacionales/Paginas/2016-067-nacional.aspx)
- Pemex Exploración y Producción. (2015). *Las reservas de hidrocarburos en México*. Recuperado el Julio de 2016
- Pemex, GO-SS-TC-0002-2015. (2015). *Guía Operativa para realizar Análisis de Riesgos de Procesos en los proyectos y/o instalaciones de Pemex Exploración y Producción*.
- Pemex, PEP. (2015). *Sala de Prensa, Presentaciones*. Recuperado el Julio de 2016, de [http://www.pemex.com/saladeprensa/boletines\\_nacionales/Documents/abkatun-conf\\_prensa-150405](http://www.pemex.com/saladeprensa/boletines_nacionales/Documents/abkatun-conf_prensa-150405)
- PEP Region Marina Suroeste. (2015). *Filosofía de Operación del Sistema de Paro Por Emergencia de Abkatun-A Compresión*. Pemex Eploración y Producción.
- Petroleos Mexicanos. (2012). *Guías Técnicas para realizar Análisis de Riesgos de Proceso*. Dirección Corporativa de Operaciones Subdirección de Disciplina Operativa, Seguridad, Salud y Protección Ambiental.

- Petróleos Mexicanos. (2015). "Plan de negocios de Petróleos Mexicanos y sus empresas productivas subsidiarias 2016-2020". Recuperado el Agosto de 2016, de [www.pemex.com](http://www.pemex.com)
- R. J. Mulvihill, I. F. (1988). Design Safety Enhancement Through the use of Hazard & Risk Analysis. *IEEE Transactions on Reliability*, Vol 37, No. 2 , 149-157.
- Ronny Dwi Noriyatia, W. R. (2015). Hazard & operability study and determining safety integrity level on sulfur furnace unit: A case study in fertilizer industry. *Procedia Manufacturing No. 4*, 231-236.
- Sami Matar, L. F. (1994). *Chemistry of Petrochemical Processes* (2 ed.). Gulf Publishing Company. Recuperado el Agosto de 2016
- Santana, R. (1 de Abril de 2015). *Revista Proceso*. Obtenido de <http://www.proceso.com.mx/399979/399979-evacuan-a-300-trabajadores-petroleros-por-explosion-en-plataforma-de-pemex>
- Shallcross, D. C. (2013). Using concept maps to assess learning of safety case studies-The Piper Alpha disaster. *Education for chemical engineers No. 8*, e1-e11.
- Shibly Rahman, F. K. (2009). ExpHAZOP+: Knowledge-based expert system to conduct automated HAZOP analysis. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries No. 22*, 373-380.
- Shimon Eizenberg, M. S. (2006). Combining HAZOP with dynamic simulation—Applications for safety education. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries No. 19*, 754-761.
- Susana Luque Rodríguez, A. B. (2005). *Simulación y Optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS* (Tercera ed.). Oviedo, España: Los autores.
- Timothy Anderson, P. V. (2014). An adaptable steady state Aspen Hysys model for the methane fuelled solid oxide fuel cell. *Chemical Engineering Research and Design No. 92*, 295-307.

- U.S. Chemical Safety Board. (2007). *Investigation Report Refinery Explosion and Fire*. Washington, DC: REPORT NO. 2005-04-I-TX .
- U.S. Chemical Safety Board. (2014). *Investigation Report, Volume 1, Explosion and Fire at the Macondo Well*. Washington, DC: REPORT NO. 2010-10-I-OS.
- V. H. Martínez Sifuentes, P. A. (2000). *Simulación de Procesos en Ingeniería Química* (Primera ed.). Ciudad de México: Plaza y Valdés Editores.
- Venkat Venkatasubramanian, J. Z. (2000). Intelligent systems for HAZOP analysis of complex process plants. *Computers and Chemical Engineering No. 24*, 2291-2302.
- Willey, R. J. (2014). Layer of protection analysis. *Procedia Engineering No. 84*, 12-22.
- Y. Zhang, M. T. (2014). Development of hypothetical components for milk process simulation. *Journal of Food Engineering No. 121*, 87-93.
- Z. Svandová, L. J. (2005). Steady states analysis and dynamic simulation as a complement in the HAZOP study of Chemical Reactors. *Process Safety and Environmental Protection No. 83*, 463-471.
- Zhu, D. z. (2014). Example of Simulating Analysis on LNG Leakage and Dispersion. *Procedia Engineering No. 71* , 220-229.
- Zubaidah Ismail, K. K. (2014). Evaluating accidents in the offshore drilling of petroleum: Regional picture and reducing impact. *Measurement*, 18-33.
- Zuzana Svandová, J. L. (2009). Impact of mathematical model selection on prediction of steady state and dynamic behaviour of a reactive distillation column. *Computers and Chemical Engineering No. 33*, 788-793.

# **ANEXOS**

## **ANEXO I. DTI'S DE LOS NODOS DE ESTUDIO EMPLEADOS EN HAZOP.**

## **ANEXO II. DESARROLLO DE LA METODOLOGÍA HAZOP.**

**ANEXO III. MATRICES DE RIESGO OBTENIDAS DEL HAZOP.**

## **ANEXO IV. DESARROLLO DE LA TÉCNICA LOPA.**