

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
POSTGRADO EN INGENIERÍA ELÉCTRICA



**EVALUACIÓN DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN DEL SISTEMA DE
REFORMACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE
HIDRÓGENO**

Por:

Ing. Miletzi Josefina Pino Rivera

Trabajo Especial de Grado Como Requisito Para Optar al Título de Especialista
en Automatización e Informática Industrial

Puerto La Cruz, Diciembre de 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
POSTGRADO EN INGENIERÍA ELÉCTRICA



**EVALUACIÓN DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN DEL SISTEMA DE
REFORMACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE
HIDRÓGENO**

JURADO CALIFICADOR

Ing. Esp. Romel Rodríguez
ASESOR ACADÉMICO

Ing. Esp. Verena Mercado
JURADO PRINCIPAL

Ing. Esp. Margarita Heraoui
JURADO PRINCIPAL

RESOLUCIÓN

ARTÍCULO 41: Los trabajos de grados son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo quién lo participará al Consejo Universitario.

DEDICATORIA

Todo el fruto de este esfuerzo esta dedicado a quienes representan los pilares fundamentales de mi existencia, las luces de mi camino que me permiten llegar más allá del infinito:

A Dios Padre, al único y sabio, nuestro Salvador, sea gloria, majestad, imperio y potencia, ahora y por todos los siglos. Amén. Por guiarme, iluminarme y darme toda la fortaleza y resistencia para culminar mis estudios.

Al Divino Niño Jesús y a la Virgen, por haberme dado fortaleza, fé y esperanzas en el andar del día a día.

A mami, Ángela, por su dedicación a nosotros a lo largo de toda su vida, por el apoyo recibido en las buenas y las malas con esto te cumplo el sueño de culminar esta tesis como lo estabas esperando.

A mi papá, Evaristo, por darme los mejores ejemplos y consejos, y el mejor de ellos es tu fortaleza en lo momentos más difíciles.

A mis hermanita Lir, por su apoyo, por hacerme reír, por su colaboración y consejos. Que Dios te de fortaleza e ilumine sus caminos.

A mis hermanos Evaristo y Richard, por su apoyo y motivación. Que Dios les ilumine para que ustedes puedan lograr sus metas.

A Juan Villarroel, Felipe, Francisca, Nicanor, Luis G, Teófila, Luís S, Francisca D, Lino, María Francia, quienes siempre me han dado su palabra de aliento,

esperanza, fe, quienes me inyectan toda su energía y alegría, y ganas de continuar dando pasos para alcanzar este logro profesional.

A todos mis tíos, tías, primos, primas, y a mi padrino, por ser tan cariñosos conmigo, quienes son un punto de apoyo en mí vida, que me enseñan que cada día es importante y que hay que luchar por un mejor mañana.

AGRADECIMIENTOS

La forma más sencilla que tiene un tesista de dar las gracias a todas aquellas personas e instituciones que de una u otra manera ayudaron en la culminación de la redacción de su trabajo de grado es por medio de los agradecimientos, yo lo hago de esta manera con el conocimiento de que la palabra GRACIAS se queda corta y poca para ustedes:

A Dios Padre y a la Virgen, porque siempre han estado conmigo y permitir que no decayera en los momentos más difíciles.

A mis padres, por haber sido tan constantes, y por guiarme por el camino del bien, por su sabia paciencia.

A la Universidad de Oriente, la casa más alta, por darme la oportunidad una vez más de realizar estudios, para complementar mi formación profesional. Que tus paredes sigan albergando jóvenes con ganas de lograr metas y que aporten sus conocimientos para lograr el desarrollo del país.

A todos los profesores de la Escuela de Postgrado de Ingeniería Eléctrica, por su apoyo, paciencia y dedicación, por ofrecernos sus conocimientos.

A quienes fueros mis asesores:

- ◆ Romel Rodríguez, mi asesor académico, quien siempre tuvo ideas para el desarrollo de este tema, buscando obtener un trabajo diferente e interesante, por su amistad y paciencia.

- ◆ Amerigo Manilli, por su guía y orientación en la parte de procesos, por su credibilidad, confianza y amistad brindada a mi persona.
- ◆ Jorge Sicatt, por sus asesorías en la parte seguridad, por dedicarme parte de su valioso tiempo, por aportarme parte de sus valiosos conocimientos, por su excelente colaboración, interés y recomendaciones.
- ◆ Ángel Guevara, por sus asesorías en la parte de instrumentación, por su guía, paciencia, por dedicarme parte de su valioso tiempo y de su apreciable experiencia y el aporte en las recomendaciones.

A la profesora Margarita Heraoui, por su valiosa colaboración, paciencia y amistad y generar en nosotros las ganas de seguir adelante venciendo obstáculos y dificultades para el logro de esta meta.

A Laura, pieza fundamental en el Postgrado, por todo su apoyo, ánimo, alegrías. Amiguita eres todo un personaje. Que Dios te ilumine.

A la profesora Verena Mercado, por su entusiasmo y por toda la energía en positivo derrochada para vencer obstáculos y dificultades para el alcance de esta meta.

A todos mis compañeros de clases, para que también puedan lograr alcanzar la meta de la entrega de su trabajo de grado. Muy agradecida de Henry, Patricia, Sugey, Yudexi, Milagros, Mónica, Nelson, Elder, Francisco, por todos esos sabrosos, hermosos, difíciles momentos vividos, pero de verdad inolvidables, los quiero mucho. El esfuerzo realizado valió la pena, esto es nuestro premio.

A todos mis compañeros de trabajo del Proyecto Conversión Profunda, por su amistad, apoyo, por su profesionalismo. Gracias a todos, ha sido una buena oportunidad para mí haber trabajado con todos ustedes.

Agradezco a Lixmar y Echezuría, quienes ayudaron a buscar información, por su valioso tiempo y asesorías. Así como a Arturo y sr Douglas por darme fortaleza y sus constantes bromas abriendo un espacio divertido dentro del quehacer diario.

A mis compañeros de trabajo de Ingeniería de Procesos del Proyecto Conversión Profunda Anilec, Mariana, Riccia, Ladymar, Helen, Melitza, Gabriela, Héctor, Yndira, Neysi, por sus asesorías, por su valiosa amistad, por las alegrías y el diario compartir. Para que cada día Dios les de fortaleza para culminar sus estudios de postgrado, salud para que siempre puedan acompañar a los suyos. Ánimos chicos. Éxitos.

A todos mis compañeros de Ingeniería y Construcción, por su apoyo, y colaboración prestada a mí persona.

A mis amigos Antonio Pino, José Marcano, Karina, José Osorio, Eunice, Flor, Adriana Rojas, Mariesperanza, Yenny, Sergio, Tomás, por su valiosa amistad y el apoyo para que yo culminara este trabajo. Su apoyo ha sido de muy alto valor, gracias.

RESUMEN

En los últimos años la magnitud de los accidentes industriales se han incrementado, las pérdidas humanas y monetarias ocasionados por éstos ha llevado a las corporaciones a revisar y mejorar los niveles de riesgo presentes en sus instalaciones. El presente trabajo de grado se generó debido a la necesidad de conocer si las capas de protección existentes en la Unidad de Reformación, de la Unidad de Producción de Hidrógeno, del Proyecto Conversión Profunda, son suficientes para disminuir el riesgo de ocurrencia de un evento dentro de la instalación de la refinería Puerto La Cruz según las normas PDVSA para una instalación de este tipo. Se evaluó a través del método cuantitativo LOPA, la efectividad de las capas de protección de la unidad en estudio. Para lograr esto se debió, en primer lugar revisar el documento HAZOP de la unidad, para la selección de los escenarios a analizar, junto con los posibles eventos a ocurrir.. En segundo lugar se realizó el cálculo de la Frecuencia de Ocurrencia de los eventos, a través del método de Análisis de Árbol de Fallas (AAF). Luego se aplicó el método de Análisis de Capas de Protección (LOPA), determinándose el nivel SIL requerido por los escenarios para lograr el riesgo meta de acuerdo a la norma IR-P-02. La evaluación de la efectividad de los sistemas de protección existentes, se realizó haciendo una comparación directa entre el nivel de riesgo meta establecido por PDVSA para este tipo de instalación con la frecuencia de ocurrencia del evento peligroso modificada por la PFD de los sistemas de protección asociadas a cada escenario estudiado. Resultando que en los quince (15) escenarios estudiados, estas capas de protección existentes son efectivas para cuatro (4) de esos escenarios, los restantes escenarios necesitan de la incorporación de un SIS para mitigar el riesgo de ocurrencia de un evento. Se analizó la efectividad de las SIF's propuestas por el Licenciante de la unidad para esta instalación, donde se observó que para ocho escenarios, estas no ofrecen el nivel de reducción de riesgo necesario para la instalación.

ÍNDICE

RESOLUCIÓN.....	I
DEDICATORIA.....	II
AGRADECIMIENTOS.....	IV
RESUMEN.....	VII
ÍNDICE.....	VIII
ÍNDICE DE FIGURAS.....	XIV
ÍNDICE DE TABLAS.....	XVIII
LISTA DE ABREVIATURAS.....	XX
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN.....	23
1.1 GENERALIDADES.....	23
1.2 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN.....	23
1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	25
1.3.1 Justificación e Importancia.....	27
1.3.2 Alcance.....	28
1.4 OBJETIVOS.....	30
1.4.1 Objetivo General.....	30
1.4.2 Objetivos Específicos.....	30
1.5 LIMITACIONES.....	31
1.6 CRITERIOS METODOLÓGICOS.....	31
1.6.1 Tipo de Investigación.....	31
1.6.2 Métodos de Investigación.....	31
2.1 GENERALIDADES.....	33
2.2 LA EMPRESA.....	33
2.2.1 Reseña Histórica de la Empresa.....	33
2.2.2 Refinería Oriente.....	35
2.2.3 Razón Social de PDVSA.....	37
2.2.4 Misión de PDVSA.....	37
2.2.5 Visión de PDVSA.....	37

2.2.6	Objetivo de PDVSA	39
2.3	PROYECTO CONVERSIÓN PROFUNDA.....	39
2.3.1	Objetivo del Proyecto Conversión Profunda.....	41
2.3.2	Alcance del Proyecto Conversión Profunda.....	41
2.3.2.1	Propósito	41
2.3.2.2	Ubicación	42
2.4	IMPORTANCIA DEL GAS NATURAL PARA EL PROYECTO CONVERSIÓN PROFUNDA	45
2.5	IMPORTANCIA DEL HIDRÓGENO PARA EL PROYECTO CONVERSIÓN PROFUNDA.....	46
2.6	UNIDAD DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO (U-83)	51
2.6.1	Compresión y Purificación de la Alimentación	52
2.6.2	Reformación del Metano con Vapor	52
2.6.3	Recuperación Caliente.....	54
2.6.4	Conversión de Cambio de Alta Temperatura y Proceso de Enfriamiento	57
2.6.5	Purificación de Gas de Proceso en la Unidad PSA	59
2.6.6	Proceso de Despojamiento del Condensado.....	59
2.6.7	Generación de Vapor.....	60
2.7	HORNOS.....	61
2.7.1	Quemadores y Pilotos.....	62
2.7.2	Daños a los Tubos del Horno Reformador.....	64
CAPÍTULO III: MARCO TEÓRICO		67
3.1	GENERALIDADES	67
3.2	DESCRIPCIÓN DE LOS SISTEMAS INSTRUMENTADOS DE PROCESOS DE LA UNIDAD DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO.....	69
3.2.1	Compresión y Purificación de la Alimentación G-8321	69
3.2.2	Hidrogenador de Alimentación D-8321/Desulfurizador de Alimentación D-8322A / B.....	70
3.2.3	Reformador de Metano con Vapor B-8321/Mezcla de Alimentación ..	71
3.2.4	Reformador de Metano con Vapor B-8321	73
3.2.5	Reactor de Cambio de Alta Temperatura D-8325.....	76
3.2.6	Purificación de Gas del Proceso por PSA M-8321	77
3.2.7	Despojador de los Condesados del Proceso D-8327	78
3.2.8	Separador de Gases Condesados del Proceso D-8328	80
3.2.9	Tambor de Vapor D-8323	80
3.3	PRINCIPIOS FUNDAMENTALES PARA UN DISEÑO SEGURO	82
3.3.1	Funciones Instrumentadas de Seguridad (SIF).....	82

3.3.2 Riesgo.....	83
3.3.2.1 Criterio de Tolerancia de Riesgo Individual en PDVSA	84
3.3.2.2 Aplicación de los Criterios de Tolerancia.....	85
3.3.2.3 Riesgo Meta o Aceptable en PDVSA	86
3.3.2.4 Reducción de riesgo	87
3.3.3 Sistemas de Protección (SP).....	87
3.3.3.1 Sensores.....	89
3.3.3.2 Controlador	90
3.3.3.3 Elementos Finales de Control	90
3.3.4 Modos de Fallas de los Sistemas de Protección.....	92
3.3.4.1 Fallas en Demanda	92
3.3.4.2 Falla Revelada.....	93
3.3.4.3 Probabilidades de Falla	93
3.3.4.4 Probabilidad de Falla Segura (PFS)	93
3.4 ÍNDICE DE DESEMPEÑO DE LOS SISTEMAS DE PROTECCIÓN	94
3.4.1 Confiabilidad (Reliability; R).....	94
3.4.2 Inconfiabilidad (Unreliability; F).....	94
3.4.3 Disponibilidad (Availability; A)	94
3.4.4 Indisponibilidad (Unavaililability; \bar{A}).....	95
3.5 ARQUITECTURA DE LOS SISTEMAS DE PROTECCIÓN.....	95
3.5.1 Arquitectura 1oo1.....	95
3.5.2 Arquitectura 1oo2.....	96
3.5.3 Arquitectura 2oo2.....	97
3.5.4 Arquitectura 2oo3.....	98
3.6 CAPAS DE PROTECCIÓN.....	99
3.6.1 Diseño por Capas de Protección.....	101
3.6.2 Tipos de Capas de Protección	102
3.6.2.1 Según su Construcción.....	102
3.6.2.2 Según su Forma de Actuar	103
3.6.3 Capas de Protección para Sistemas de Protección	105
3.7 HAZOP.....	106
3.7.1 Etapas del HAZOP	106
3.7.1.1 Definición del Área de Estudio	106
3.7.1.2 Definición de los Nudos o Nodos	107
3.7.1.3 Identificación de los Nudos o Nodos	107
3.7.2 Ventajas y Desventajas del HAZOP	108
3.7.2.1 Ventajas.....	108
3.7.2.2 Desventajas	108
3.8 ANÁLISIS CON ÁRBOL DE FALLAS (AAF).....	111
3.8.1 Pasos para el Análisis de Fallas con Diagramas de Árbol (FTA)	115

3.8.2 Beneficios de la Técnica	116
3.8.3 Limitación de la Técnica	116
3.9 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE EVENTOS (AAE).....	116
3.10 ANÁLISIS DE CAPAS DE PROTECCIÓN USANDO LOPA.....	117
3.10.1 Estimación de Consecuencias	121
3.10.2 Selección del Escenario.....	126
3.10.2.1 Identificación de Posibles Escenarios	128
3.10.2.2 Desarrollo del Escenario	128
3.10.2.3 Identificación del Evento Iniciador y Estimación de su Frecuencia de Ocurrencia	129
3.10.2.4 Estimación de la Frecuencia del Evento Iniciador.....	130
3.10.3 Cuándo se Utiliza LOPA?	132
3.10.4 Estimar el Riesgo Asociado al Escenario.....	132
3.10.5 Evaluar el Riesgo Asociado al Escenario.....	133
3.11 DETERMINACIÓN DEL NIVEL DE INTEGRIDAD DE SEGURIDAD..	134
3.11.1 Selección del Nivel de Integridad de Seguridad	135
3.12 PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA EN SISTEMAS DE PROTECCIÓN.....	136
3.12.1 Índices Cuantitativos para la Evaluación de PFD	137
3.12.2 Expresión para Evaluar la Probabilidad de Falla en Demanda o Indisponibilidad por Fallas Escondidas	140
3.12.3 Evaluación Cuantitativa del Árbol de Fallas como Herramienta para determinar el Nivel Sil	142
CAPÍTULO IV: DATOS, CÁLCULOS Y RESULTADOS	148
4.1 ESTIMACIÓN DE CONSECUENCIAS.....	148
4.2 INFORMACIÓN APORTADA POR EL HAZOP.	149
4.3 IDENTIFICACIÓN DE LOS ESCENARIOS Y EVENTOS	158
4.3.1 Identificación de Posibles Escenarios.....	159
4.4 IDENTIFICACIÓN DEL EVENTO INICIADOR Y ESTIMACIÓN DE SU FRECUENCIA DE OCURRENCIA	159
4.4.1 Estimación de la Frecuencia del Evento Iniciador	163
4.4.2 Estimación de la Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador por Árboles de Fallas.....	168
4.4.3 Árbol de Falla para los Escenarios.....	169
4.4.4 Cálculo de la Frecuencia de Falla	171
4.5 PROBABILIDAD DE OCURRENCIA PARA EL EVENTO HABILITADOR	179

4.6 USO DE LOPA PARA ANALIZAR LA PROTECCIÓN DEL LAZO DE CONTROL	179
4.6.1 Formato LOPA.....	179
4.6.2 Evento Iniciador.....	180
4.6.3 Eventos Habilitadores	181
4.6.4 Frecuencia de Evento no Mitigado.....	181
4.6.5 Probabilidad de Falla en Demanda de las Capas de Protección.....	181
4.6.6 Frecuencia de Evento Mitigado.....	181
4.6.7 Resultados de las Corridas LOPA.....	185
4.7 CÁLCULO DE LAS CONTRIBUCIONES DE LAS TASAS DE FALLAS DE LOS INSTRUMENTOS A LA TASA DE FALLA DEL ESCENARIO.	188
4.8 DETERMINACIÓN DE UN SISTEMA PARA CUBRIR EL NIVEL SIL DE LOS EVENTOS ESTUDIADOS.....	191
4.9 CÁLCULO DEL NIVEL SIL DE LA SIF PROPUESTA.....	191
4.9.1 Instrumentos de Seguridad Certificados	191
4.9.2 Probabilidad de Falla en Demanda del SIS.....	195
CAPÍTULO V: ANÁLISIS DE RESULTADOS	205
5.1 IDENTIFICACIÓN DE LOS ESCENARIOS, EVENTOS Y PELIGROS.....	205
5.2 ESTIMACIÓN DEL NIVEL DE REDUCCIÓN DE RIESGO.....	206
5.3 RESULTADOS DE LOPA	209
5.4 CUMPLIMIENTO DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN EXISTENTES CON LAS PROPIEDADES DE CPI	215
5.5 ANÁLISIS DEL SISTEMA INSTRUMENTADO DE SEGURIDAD (SIS) PARA LLEVAR EL RIESGO A SU NIVEL TOLERABLE	216
5.6 VERIFICACIÓN SI LAS FUNCIONES INSTRUMENTADAS DE SEGURIDAD CUMPLEN CON EL NIVEL SIL.....	219
5.7 CUMPLIMIENTO DE LA SIF CON LAS PROPIEDADES DE CPI.....	221
CAPÍTULO VI: PROPUESTAS PARA MEJORAR LA EFECTIVIDAD DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN DEL HORNO DE REFORMACIÓN.....	223
6.1 SEPARAR LA INSTRUMENTACIÓN DE SEGURIDAD DE LA INSTRUMENTACIÓN DEL CONTROL DE PROCESOS, PARA EVITAR FALLAS DE CAUSA COMÚN.....	224
6.2 REFORZAR LA SIF EN LOS ESCENARIOS DONDE EL SIS NO CUBREN EL FACTOR DE REDUCCIÓN DE RIESGO AL OCURRIR UN EVENTO, PARA MEJORAR EL RESULTADO.....	226

6.3 CREAR UNA BASE DE DATOS DE LOS ACTIVOS DEL SISTEMA DE CONTROL QUE PERMITA DETERMINAR ESTADÍSTICAS PROPIAS DE FALLA DE INSTRUMENTOS Y SISTEMAS.	236
6.4 USAR INSTRUMENTACIÓN CERTIFICADA	238
CONCLUSIONES.....	239
RECOMENDACIONES	242
BIBLIOGRAFÍAS.....	243
ANEXOS	248
ANEXO 1: GLOSARIO	249
ANEXO 2: DIAGRAMAS DE FLUJO DE DISEÑO.....	262
ANEXO 3: DIAGRAMAS DE INSTRUMENTACIÓN Y TUBERÍA	263
ANEXO 4: SÍMBOLOS DE INSTRUMENTOS.....	264
ANEXO 5: CORRIDAS LOPA	269
ANEXO 6: NORMA MIR IR-P-02 PDVSA.....	270
ANEXO 7: SEGURIDAD EN PLANTAS DE HIDRÓGENO.....	271

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 2.1. ÁREA MANZANILLO	43
FIGURA 2.2 CERRO VELLORIN.....	43
FIGURA 2.3 PLANTA GLP	44
FIGURA 2.4 ÁREAS VALCOR	44
FIGURA 2. 5 ÁREAS DE LA R.P.L.C, CHAURE Y TERMINAL MARINO GUARAGUAO .	44
FIGURA 2. 6 ÁREAS DE LA PLANTA DE STEP Y PATIO DE MATERIALES	45
FIGURA 2.7 DIAGRAMA DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO	56
FIGURA 2. 8 VISTA DE UN HORNO DE REFORMACIÓN DE METANO CON VAPOR....	57
FIGURA 3.1 DIAGRAMA DE CONTROL DE ALIMENTACIÓN DEL GAS.....	70
FIGURA 3.2 DIAGRAMA DE CONTROL DE LA RELACIÓN DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN AL REFORMADOR	74
FIGURA 3.3 DIAGRAMA DE CONTROL DE LAS CORRIENTES EN REFORMADOR DE METANO.....	77
FIGURA 3.4 DIAGRAMA DE CONTROL DE LOS DESTILADOS DE CONDENSADOS DEL PROCESO.....	79
FIGURA 3.5 ESQUEMA DE CONTROL DEL TAMBOR DE VAPOR D-8323	81
FIGURA 3.6 DIAGRAMA DE REDUCCIÓN DE RIESGO.....	88
FIGURA 3.7. COMPONENTES DE LOS SISTEMAS DE PROTECCIÓN (SP).....	90
FIGURA 3.8. ACTIVIDADES PARA LA DEFINICIÓN DE PELIGROS DEL PROCESO.....	91
FIGURA 3.9. ARQUITECTURA 1001.....	96
FIGURA 3.10. ARQUITECTURA 1002.....	97
FIGURA 3.11. ARQUITECTURA 2002.....	98
FIGURA 3.12. ARQUITECTURA 2003.....	98
FIGURA 3.13 ESQUEMA DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN	109
FIGURA 3.14 PUERTA Y.....	112
FIGURA 3. 15 PUERTA O	112
FIGURA 3.16 RECTÁNGULO	113
FIGURA 3.17 CÍRCULO.....	113

FIGURA 3.18 DIAMANTE.....	114
FIGURA 3.19 ÓVALO	114
FIGURA 3.20 TRIÁNGULO	114
FIGURA 3.21 ÁRBOL DE FALLA	118
FIGURA 3.22. EJEMPLO DE ÁRBOL DE EVENTOS	119
FIGURA 3.23.PASOS DE LOPA	121
FIGURA 3.24 ELEMENTOS BÁSICOS DE UN ESCENARIO EN LOPA.....	127
FIGURA 3.25. ELEMENTOS DE UN ESCENARIO EN LOPA.....	128
FIGURA 3.26. MATRIZ DE NIVEL DE INTEGRIDAD.....	137
FIGURA 4.1 ÁRBOL DE FALLA GENERAL PARA LOS ESCENARIOS ESTUDIADOS	168
FIGURA 4.2 CONFIGURACIÓN DEL ESCENARIO B-83-011 POR FALLAS DEL LAZO DE CONTROL POR BAJO FLUJO DE VAPOR.....	169
FIGURA 4.3 CONFIGURACIÓN DE LOS SISTEMAS DE ENTRADAS AL ESCENARIO B-83-011	170
FIGURA 4.4 CONFIGURACIÓN DEL SISTEMA FALLA DE LÓGICA ESCENARIO B-83-011	170
FIGURA 4.5 CONFIGURACIÓN DE LA SALIDA ESCENARIO B-83-011	171
FIGURA 4.6 CONFIGURACIÓN DEL ESCENARIO B-83-111 EN EL LAZO DE CONTROL	173
FIGURA 4.7 CONFIGURACIÓN DEL ESCENARIO B-83-111 FALLA EN FV381	173
FIGURA 4.8 CONFIGURACIÓN DE LOS SISTEMAS DE ENTRADAS AL ESCENARIO B-83-111 PARA FV 381.....	174
FIGURA 4.9 CONFIGURACIÓN DE LOS SISTEMAS DE LÓGICA SOLVERS DEL ESCENARIO B-83-111 PARA FV381	174
FIGURA 4.10 CONFIGURACIÓN DE LA SALIDA DEL ESCENARIO B-83-111 PARA FV381	175
FIGURA 4.11 CONFIGURACIÓN DEL ESCENARIO B-83-111 PARA PV382	175
FIGURA 4.12 CONFIGURACIÓN DE LOS SISTEMAS DE ENTRADA AL ESCENARIO B-83-111 PARA PV382	175
FIGURA 4.13 CONFIGURACIÓN DE LOS SISTEMAS DE LÓGICA SOLVERS DEL ESCENARIO B-83-111 PARA PV382.....	176
FIGURA 4.14 CONFIGURACIÓN DE LA SALIDA DEL ESCENARIO B-83-111 PARA PV382	176

FIGURA 4.15. ÁRBOL DE FALLA GENERAL DEL SIS PROPUESTO PARA LOS EVENTOS ANALIZADOS	193
FIGURA 4.16 SISTEMA DE LAS ENTRADAS PARA EL ESCENARIO B-83-011	193
FIGURA 4.17 SISTEMA DE LOGIC SOLVER PARA EL ESCENARIO B-83-011	194
FIGURA 4.18 PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA PARA LAS SALIDAS DEL ESCENARIO	194
B-83-011.....	194
FIGURA 5.1 FRECUENCIA DE OCURRENCIA DEL EVENTOS INICIADOR.....	207
FIGURA 5.2 RELACIÓN DE LOS EVENTOS CON SU FRECUENCIA DE OCURRENCIA Y EL RIESGO META.....	209
FIGURA 5.3 DIFERENCIA ENTRE LA FRECUENCIA DEL RIESGO META Y EL EVENTO MITIGADO.....	210
FIGURA 5.4 REPRESENTACIÓN DE LA DIFERENCIA ENTRE RM/EM EN EL ESCENARIO B-83-121	210
FIGURA 5.5 REPRESENTACIÓN DE LA DIFERENCIA ENTRE RM/EM EN EL ESCENARIO B-83-061	211
FIGURA 5.6 PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA PARA LOS ESCENARIOS ANALIZADOS	212
FIGURA 5.7 FACTOR DE REDUCCIÓN DE RIESGO NECESARIO EN LOS ESCENARIOS ESTUDIADOS.....	212
FIGURA 5.8 NIVEL SIL DE LOS EVENTOS ANALIZADOS.....	212
FIGURA 5.9 PERIODO RIESGO DE OCURRENCIA PARA EL ESCENARIO B-83-101	213
FIGURA 5.10 PERIODO RIESGO DE OCURRENCIA PARA EL ESCENARIO B-83-121 ..	213
FIGURA 5.11 CONTRIBUCIÓN DE LOS ELEMENTOS PARA QUE OCURRA EL EVENTO B-83-011	214
FIGURA 5.12 CONTRIBUCIÓN DE LOS ELEMENTOS PARA QUE OCURRA EL EVENTO B-83-061	214
FIGURA 5.13 CONTRIBUCIÓN DE LOS ELEMENTOS PARA QUE OCURRA EL EVENTO B-83-131	214
FIGURA 5.14 CONTRIBUCIÓN DE LOS ELEMENTOS DEL SIS AL EVENTO DEL ESCENARIO B-83-011	219
FIGURA 5.15 CONTRIBUCIÓN DE LOS ELEMENTOS DEL SIS AL EVENTO DEL ESCENARIO B-83-121	219

FIGURA 5.16 COMPARACIÓN DEL SIL REQUERIDO POR LOS ANÁLISIS CUALITATIVO
Y CUANTITATIVO 220

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 2.1 PROPIEDADES DEL GAS NATURAL A SER UTILIZADO EN LA UNIDAD 83 [10].....	47
TABLA 2.2 PARÁMETROS DE CALIDAD DEL GAS NATURAL SEGÚN GACETA OFICIAL [11].....	48
TABLA 2.3 PROPIEDADES DEL HIDRÓGENO PRODUCIDO EN LA UNIDAD 83 [8]	51
TABLA 2.4 CONDICIONES DE DISEÑO DEL HORNO REFORMADOR B-8321/41[10]... 55	
TABLA 3.1. CRITERIOS DE TOLERANCIA DE RIESGO INDIVIDUAL EN PDVSA [18]..	87
TABLA 3.2. NIVEL DE RIESGO META O ACEPTABLE EN PDVSA [15].....	88
TABLA 3.3 VALORES PARA HAZOP	110
TABLA 3.4. CATEGORIZACIÓN DEL RIESGO POR EL MÉTODO 1 [20]	124
TABLA 3.5. CATEGORIZACIÓN DEL RIESGO POR EL MÉTODO 2 [18]	127
TABLA 3.6 DISPONIBILIDAD REQUERIDA PARA CADA SIL [15].....	136
TABLA 4.1 DATOS DE LA DESVIACIÓN BAJO FLUJO DE LA CORRIENTE VAPOR AL REFORMADOR.....	150
TABLA 4.2 DATOS DE LA DESVIACIÓN NO FLUJO DE LA CORRIENTE VAPOR AL REFORMADOR.....	151
TABLA 4.3 DATOS DE LA DESVIACIÓN PÉRDIDA DE CONTENIDO EN EL REFORMADOR.....	151
TABLA 4.4 DATOS DE LA DESVIACIÓN COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA AL REFORMADOR	152
VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE METANO EN EL GAS DE ALIMENTACIÓN. ..	152
TABLA 4.5 DATOS DE LA DESVIACIÓN PERDIDA DE CONTENIDO EN EL REFORMADOR.....	152
TABLA 4.6 DATOS DE LA DESVIACIÓN ALTO FLUJO DE VAPOR A EL REFORMADOR	153
TABLA 4.7 DATOS DE LA DESVIACIÓN BAJO FLUJO DE GAS EN EL REFORMADOR	154
TABLA 4.8 DATOS DE LAS DESVIACIONES OCURRIDAS EN EL INTERIOR DEL REFORMADOR EN LA REACCIÓN DE SÍNTESIS GAS/ VAPOR	155

TABLA 4.9 DATOS DE LA DESVIACIÓN DEL SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE EN LOS PILOTOS Y QUEMADORES	156
TABLA 4.10 ESCENARIOS CAUSA /CONSECUENCIAS IDENTIFICADOS EN EL HAZOP 160	
TABLA 4.11 EVENTOS INICIADORES Y HABILITADORES PARA LOS ESCENARIOS... 161	
TABLA 4.12 FRECUENCIA DE OCURRENCIA DEL EVENTO INICIADOR.....	164
TABLA 4.13 FRECUENCIA DE OCURRENCIA DEL EVENTO INICIADOR OBTENIDA DE ÁRBOLES DE FALLA.....	177
TABLA 4.14 PROBABILIDAD DE OCURRENCIA DEL EVENTO HABILITADOR.....	182
TABLA 4.15 NIVEL DE RIESGO META O ACEPTABLE [15].....	183
TABLA 4.16 CLASIFICACIÓN DE LA INSTALACIÓN	184
TABLA 4.17 DEMANDA DEL NIVEL DE INTEGRIDAD EN MODO DE OPERACIÓN [15] 185	
TABLA 4.18 RESULTADOS DE LOPA	186
TABLA 4.19 INFORMACIÓN DE PERIODO DE OCURRENCIA DE EVENTOS SEGÚN LOPA 188	
TABLA 4.20 PORCENTAJE DE CONTRIBUCIÓN DE LOS ELEMENTOS A LA TASA DE FALLA DEL EVENTO.....	189
TABLA 4.20 PORCENTAJE DE CONTRIBUCIÓN DE LOS ELEMENTOS A LA TASA DE FALLA DEL EVENTO (CONTINUACIÓN).....	190
TABLA 4.21 CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL SISTEMA ESTUDIADO.....	192
TABLA 4.22 DATOS DE LOS INSTRUMENTOS ASOCIADOS AL EDS.....	192
TABLA 4.23 TIEMPOS DE INSPECCIÓN (TI) Y REPARACIÓN (TR) PARA LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS	196
TABLA 4.24 PFD PARA TRANSMISORES Y CONTROLADOR	198
TABLA 4.25 PFD PARA LOS ELEMENTOS DE SALIDA	198
TABLA 4.26 PFD DEL LOS ELEMENTOS DEL SIS PROPUESTO.....	200
TABLA 4.27 RESULTADOS DEL CÁLCULO DEL NIVEL SIL PARA LAS SIF	201
TABLA 4.28 RESULTADOS LOPA Y DE LA SIF PARA LOS ESCENARIOS ESTUDIADOS 201	
TABLA 4.29 CONTRIBUCIÓN A LA PFD DE LA FUNCIÓN INSTRUMENTADA DE SEGURIDAD	202

TABLA 4.30 NIVEL SIL REQUERIDO EN LOS EVENTOS, RESULTADOS DEL ESTUDIO SIL CUALITATIVO REALIZADO POR PPDVSA, NIVEL SIL CALCULADO	204
TABLA 5.1 CUMPLIMIENTO DEL ESCENARIO CON EL NIVEL SIL.....	208
TABLA 5.2 CARACTERÍSTICAS DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN EXISTENTES	216
TABLA 5.3 CARACTERÍSTICAS DE LAS SIF COMO CPI	222
TABLA 6.1 COSTOS APROXIMADOS DE LA INSTRUMENTACIÓN	225
TABLA 6.2 COSTOS APROXIMADOS DE LA INSTRUMENTACIÓN ESCENARIO B-83-011 225	
TABLA 6.3 INCREMENTO DE COSTOS EN LOS ESCENARIOS ESTUDIADOS	226
TABLA 6.4 TIEMPOS DE INSPECCIÓN.....	226
TABLA 6.5 PFD PARA TRANSMISORES Y CONTROLADOR PARA TI 4380 HORAS	228
TABLA 6.6 PFD PARA LOS ELEMENTOS DE SALIDA PARA TI 4380 HORAS	228
TABLA 6.7 PFD DEL LOS ELEMENTOS DEL SIS PROPUESTO PARA TI 4380 HORAS.	230
TABLA 6.8 RESULTADOS DEL CÁLCULO DEL NIVEL SIL PARA LAS SIF PARA TI 4380 HORAS.....	231
TABLA 6.9 RESULTADOS LOPA Y DE LA SIF PARA LOS ESCENARIOS ESTUDIADOS PARA TI 4380 HORAS	231
TABLA 6.10 PFD PARA TRANSMISORES Y CONTROLADOR PARA TI 2190 HORAS ..	233
TABLA 6.11 PFD PARA LOS ELEMENTOS DE SALIDA PARA TI 2190 HORAS	233
TABLA 6.12 PFD DEL LOS ELEMENTOS DEL SIS PROPUESTO PARA TI 2190 HORAS 235	
TABLA 6.13 RESULTADOS DEL CÁLCULO DEL NIVEL SIL PARA LAS SIF PARA TI 2190 HORAS.....	235
TABLA 6.14 RESULTADOS LOPA Y DE LA SIF PARA LOS ESCENARIOS ESTUDIADOS PARA TI 2190 HORAS	236

LISTA DE ABREVIATURAS

Abreviatura: Significado

ACV: Válvula de Control de Análisis

AIC: Controlador Indicador de Análisis (en nuestro caso de oxígeno)

AE: Sensor de Análisis

AAE: Análisis de Árbol de Eventos.

AAF: Análisis de Árbol de Fallas.

API: Instituto Americano de Petroleo (American Petroleum Institute)

ASLL: Interruptor por Bajo Bajo Análisis

AT: transmisor de Análisis

AY: Convertidor de Análisis

BDS: Sistema Blowdown

CP: Capa de Protección

CP I (IPL): Capa de Protección Independiente

CMC: Conjuntos Mínimos de Corte

DFP: Diagrama de Flujo de Procesos

DTI (P&ID): Diagrama de Tubería e Instrumentación

DVGO: Gasóleo Desulfurado

ESD: Sistema de Parada de Emergencia (Emergency Shut-Down System)

EDS: Emergencia por Desinventariado, Aislamiento y Despresurización del Sistema

ESV: Válvula de Parada de Emergencia

ET: Sensor de Temperatura

FC: Falla Cerrada

FCV: Válvula de Control de Flujo

FMEA: Análisis de los Modos de Fallas y sus Efectos.

FO: Falla Abierta
FFZALL: Alarma por muy Baja Relación de Flujo
FI: Indicador de Flujo
FIC: Controlador de Indicador de Flujo
FFIC: Controlador Indicador de Relación de Flujo
FT: Transmisor de Flujo
FTA: Análisis de Fallas con Diagramas de Árbol
FY(I/I): Convertidor de flujo del controlador
FY(I/P): Convertidor de flujo de la válvula
FV: Válvula de Control de Flujo
FZT: Transmisor de Flujo de Seguridad
FY: Convertidor de Flujo
HAZOP: Estudio de Peligrosidad y Operatividad (Hazard and Operability Study)
HP: Alta Presión
HS: Interruptor/ Selector Manual
HIC: Controlador Indicador Manual
IEC: Comisión Electrotécnica Internacional (Comisión Electrotechnique Internacional)
ISA: Arquitectura Estándar Industrial (Industry Standard Architecture)
LIC: Controlador Indicador de Nivel
LOPA: Análisis de las Capas de Protección (Layer of Protection Analisis)
LSLL: Interruptor por Bajo Bajo Nivel
MMPCSD: Millones de pies cúbicos estándar diarios.
MTBF: Tiempo Promedio Entre Fallas
MTTF: Tiempo Total de Tiempos entre Fallas
PFD: Probabilidad de Falla en Demanda (Probability of Failure on Demand)
PES: Procesador o Controlador Lógico (Programmable Electronic System)

PIC: Controlador Indicador de Presión
PFS: Probabilidad de Falla Segura
Ppmv: partes por millón en volumen
PSA (APA): Unidad de Adsorción con Presión
PSLL: Interruptor por Baja Baja Presión
PY: Convertidor de Presión
 \bar{r} : Tiempo Promedio de Reparación
TIC: Controlador Indicador de Temperatura
TCV: Válvula de Control de Temperatura
Tm: Intervalo de mantenimiento
To: Tiempo de Observación del evento
TSHH: Interruptor por Alta Alta Temperatura
TKHH: Interruptor por muy Alta Velocidad de Incremento de Temperatura
SD: Parada (Shut Down)
SH: Vapor de Alta Presión
SL: Vapor de Baja Presión
SM: Vapor de Mediana Presión
SML: Vapor de Mediana Baja Presión
SS: Vapor Sobrecalentado
SX: Vapor Especial
SIL(NIS): Nivel Integrado de Seguridad (Safety Integrity Level)
SIF: Función Instrumentada de Seguridad (Safety Instrumented Function)
SIS: Sistema Instrumentado de Seguridad
SP: Sistema de Protección
SBCP (BPCS): Sistema Básico de Control de Proceso
XIC: Controlador Indicador de Rendimiento del reformador
ZIC: Controlador Indicador de Posición de Válvula
 λ : Tasa de Falla

CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN

1.1 GENERALIDADES

La industria petrolera siempre ha prestado atención especial a la seguridad de sus recursos humanos, instalaciones y a la protección del medio ambiente; valiéndose para ello de la implementación de diversos mecanismos, acciones y procedimientos de emergencias tendientes a controlar y reducir los eventos que puedan dar lugar a situaciones peligrosas que atentan contra el bienestar de la organización. Pero el notable desarrollo experimentado por la industria en los últimos años ha incrementado la magnitud de los riesgos, generando constantes cambios en los controles y medidas aplicadas en materia de seguridad y protección. Es por ello, que surge la necesidad de contar con instalaciones que posean capas de protección eficientes, que permitan evitar o mitigar condiciones peligrosas. Estas capas de protección comienzan con el diseño del proceso e incluye el establecimiento de sistemas de control, alarmas, sistemas de protección automáticos, sistemas de seguridad y mitigación, así como también planes de repuesta a emergencias y contingencias.

1.2 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

Para la realización del presente proyecto fueron revisados los siguientes trabajos:

- Ingeniería del Proyecto que lleva por nombre *Unidad de Producción de Hidrógeno* [1], en la cual se propone crear una infraestructura que suministrará hidrógeno en calidad y cantidad requerida a las nuevas unidades de hidroprocesamiento del Proyecto Conversión Profunda en la Refinería de Puerto la Cruz, tratando el gas natural con vapor en horno reformador.

- Malave Otahola Manuelina [2], presentó en su trabajo de grado *Evaluación Cuantitativa de los Sistemas de Protección de una Planta de Formación de Azufre Sólido*, un estudio sobre cada uno de los sistemas de protección involucrados en la producción de azufre la Unidad de Formación de Azufre (SFU), del Terminal de Sólidos de Petrozuata, para luego obtener la probabilidad de falla del sistema en estudio. Concluyendo que la aplicación del Método de Análisis de las Capas de Protección (LOPA), permite establecer una valoración de los riesgos presentes en la Unidad de Formación de Azufre, de una forma directa, sencilla y acertada.
- Miguet Edmundo [3], en su trabajo de grado *Automatización Hornos de Crudo de la Refinería San Roque*, presenta un análisis al Sistema de Control y Protección de los Hornos de Crudo de esa refinería, realizando los análisis de riesgos en base a las normas NFPA 8502 y PDVSA. De acuerdo a la evaluación de peligros realizada, se detectó el peligro: “Explosión por Mezcla Peligrosa de Gas en el Hogar del Horno”, lo que puede ocasionar explosión y destrucción del horno, por rompimiento de las tuberías de proceso del horno, produciendo un derrame de crudo inflamable parafinoso, incendiándose el mismo. Concluyendo que la aplicación de las metodologías para el análisis de riesgos, son herramientas fundamentales para definir el sistema de control y protección del mismo.
- Rodríguez Romel [4], en su trabajo de grado *Evaluación Cuantitativa de las Capas de Protección de una Planta de Extracción de Líquidos del Gas Natural*, indica que las capas de protección de la Planta fueron diseñadas para evitar ó mitigar la ocurrencia de ciertos y determinados eventos peligrosos, por lo cual se hace un estudio para conocer si los sistemas proporcionan el grado de reducción de riesgo que cada uno de estos eventos peligrosos requiere de manera cuantitativa.

1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima (PDVSA) es una empresa estatal, que se dedica a la explotación, producción, refinación, petroquímica, mercadeo y transporte del petróleo venezolano. La principal responsabilidad de la empresa es manufacturar productos derivados del petróleo y gas, que cumplan con requerimientos de calidad y estándares exigidos por los diferentes sectores consumidores nacionales e internacionales, ya sea transporte, uso residencial, comercial, industrial y eléctrico. Esta misión se cumple a través de la operación eficiente, segura, transparente y comprometida con la protección ambiental, social y desarrollo del país. El crecimiento de la producción de crudos pesados y extrapesados en Venezuela y el hecho de que la faja petrolífera del Orinoco representa la reserva de petróleo más grandes del mundo han llevado al estado venezolano a invertir en la adecuación de refinerías existentes en el país, específicamente en las refinerías El Palito y Puerto La Cruz, con el Proyecto Conversión Profunda, para asegurar el procesamiento de crudo pesado y extrapesado para aumentar la conversión de destilados y livianos, como por ejemplo: Propano, Butano, Nafta Liviana y Pesada, Combustible Jet A1, Diesel, Gasóleo de Vacío Desulfurizado (DVG0).

Con la puesta en marcha de este proyecto la refinería Puerto La Cruz procesará 170 MBPD de crudo Merey de 16° API, basado en la Tecnología Conversión Profunda HDHPLUS®/SHP.

HDHPLUS® es un proceso catalítico desarrollado por INTEVEP-PDVSA para lograr conversión profunda de residual atmosférico y de vacío (residual pesado) a productos livianos de elevado valor comercial. El proceso es aplicable a una gran variedad de alimentación y no tiene limitación en cuanto a la presencia de contaminantes como metales y asfáltenos. En el proyecto se le conoce como la Unidad 76 (U-76) ó Hidroconversión.

SHP, es la Unidad de Hidroprocesamiento Secuencial, conocida en el proyecto como Unidad 77 (U-77), recibe los productos vaporizados de la unidad HDHPLUS, para tratarlos en procesos de hidrotratamiento e hidrocrackeo.

Debido a que las unidades de hidroprocesamiento necesitan una fuente de hidrógeno, que suministre este gas en condiciones de pureza y cantidad al proceso, se crea en el proyecto la Unidad de Producción de Hidrógeno, Unidad 83, (U-83). La Unidad de Producción de Hidrógeno tiene su base en la generación de hidrógeno a las condiciones de pureza y especificaciones requeridas por la unidad de Hidroconversión HDHPLUS[®] (U-76). El hidrógeno se produce en el Sistema de Reformación de Vapor de Metano, representado por un horno, donde su proceso consiste en adsorción a alta presión del gas natural con vapor de agua a alta temperatura. La sección de Reformación de Metano en la Unidad-83 se identifica como B-8321 para en tren I, y B-8341 para el tren II. Cada horno, como todas las unidades de la refinería, está provisto de sistemas automáticos de control y protección, ya sea para garantizar calidad de producción (Sistema Básico de Control de Proceso) regulando las variables que intervienen en el proceso, o para proporcionar la función de seguridad a la planta y su entorno (Sistema de Protección o de Parada de Emergencia). La tendencia mundial en el diseño de estos sistemas automáticos de protección está enfocada a diseñarlos bajo una filosofía de diseño seguro (alta disponibilidad para funcionar cuando se le requiera) y confiables implementando para ello una serie de lineamientos establecidos por normas internacionales que regulan esta materia tales como ISA-SP84 [5] y IEC SC65 [6], deben estar diseñados acorde con los lineamientos de PDVSA para satisfacer restricciones operacionales y de seguridad de este último.

Se requiere realizar una evaluación de las Capas Protectoras del Sistema de Reformación de Metano con Vapor en la Planta de Producción de Hidrógeno del Proyecto Conversión Profunda de la refinería de Puerto La Cruz, motivado a que una posible explosión parcial en los tubos del Horno de Reformación, considerado el peor caso de falla, generaría un accidente de proporciones

considerables. Un accidente de esta índole afectaría a las personas que se encuentren en las instalaciones; para PDVSA y el país representaría una pérdida cuantiosa, ya que una falla de este sistema, paralizaría la producción de hidrógeno y por consiguiente, todo el proceso, lo que ocasionaría dejar de producir los destilados combustibles para el mercado interno y externo; los daños ambientales pueden ser irreversibles. Bajo estas consideraciones se puede catalogar a la instalación como zona de riesgo. Con este estudio se pueden proponer una serie de recomendaciones para la optimización de la instrumentación del Horno Reformador.

1.3.1 Justificación e Importancia

A nivel empresarial los gobiernos reconocen la importancia de la seguridad, ambiente y salud efectiva, debido a la promesa de una mejor vida para sus ciudadanos, así como reducciones substanciales en los costos sociales. A este respecto en nuestro país la industria petrolera pone más en juego que la mayoría de las otras industrias. Esto se debe a la inherente naturaleza peligrosa de esta rama industrial; en tal sentido los accidentes en las instalaciones de la industria química y el sector petrolífero y de gas pueden originar siniestros de enorme trascendencia macroeconómica [7].

Se puede corroborar lo antes expuesto, mediante catástrofes vividas a nivel mundial como las ocurridas en 1921, donde se produjo la explosión de unas 2000 toneladas de abono de Nitrato de Amonio en la fábrica de la BASF, murieron 561 personas. En 1984 en Bhopal, India, murieron más de 2000 personas a causa de una fuga de Isocianato de Metilo, un gas tóxico que se utilizaba en la producción de Herbicidas en una fábrica de la Unión Carbide. En ese mismo año de 1984, se suscitó una catástrofe en un almacén de Propano Butano, en San Juan Ixhuatepec (Ciudad México), causó unos 2000 heridos y se cobró la vida de 500 personas. Para el año de 1986, en Chernobyl, en tiempos de la Unión Soviética, explotaron

3 de 4 reactores nucleares, causando centenares de muertos, innumerables cantidades de lesionados de por vida.

Estos casos permiten evidenciar los daños y catástrofes industriales a nivel mundial, como consecuencia de los fallos asociados a las Capas de Protección. De aquí la importancia de la utilización de adecuados Sistemas de Protección que cumplan tanto con las normativas vigentes como con las exigencias de cada instalación industrial, con la finalidad de poder actuar de manera oportuna, eficaz y evitar o mitigar la ocurrencia de cualquier evento peligroso que pudiese desencadenar en accidentes o peor aún en grandes catástrofes.

Lo anteriormente expuesto, evidencian la importancia de disponer de criterios de tolerancia de riesgos que permitan reflejar el nivel de riesgo permisible, el cual viene dado por un balance entre la buena práctica de diseño, operación y mantenimiento y los recursos disponibles destinados a la reducción de eventos no deseados. La tolerancia de un riesgo es una cuestión sumamente delicada, dado que está asociada con la percepción de la severidad de las consecuencias potenciales de un accidente, especialmente cuando afecta tanto a las personas directamente involucradas, como al público en general. Los riesgos multidimensionales que involucran a personas, medio ambiente y activos requieren de consideraciones adicionales en un análisis costo-beneficio, donde se evalúan la magnitud de los daños en función de costos, y si estos resultan mayores, lógicamente las propuestas para reducir los riesgos, resultarán económicamente justificables [8].

1.3.2 Alcance

El alcance de este trabajo contempla la realización del análisis de Capas de Protección (LOPA) en el Sistema de Reformación de Metano con Vapor del proyecto Conversión Profunda de la refinería de Puerto La Cruz, mediante la metodología LOPA. Para lograr esto se requiere:

a) Identificar los Peligros: la metodología de análisis de peligro escogida es el HAZOP, en dicha metodología el proceso es separado en secciones o nodos. Para cada nodo se selecciona un juego de parámetros de proceso (flujo, nivel, presión), y se trata de determinar si su desviación puede generar un peligro creíble. De existir esta posibilidad se establecen medidas de seguridad, entre las cuales puede haber funciones instrumentadas.

b) Estimación del Nivel de Reducción de Riesgo: el método utilizado para estimar el nivel de reducción riesgo es LOPA, el cual consiste en generar una tabla con cada uno de los eventos impactantes identificados en el HAZOP. Para cada uno de estos eventos se debe establecer su severidad, la causa iniciadora, la tasa de ocurrencia del evento iniciador, las capas de protección existentes y su probabilidad de falla, para finalmente determinar la frecuencia del evento impactante. Si esta frecuencia no satisface el riesgo meta, entonces se debe implantar una Función Instrumentada de Seguridad (SIF) ó cualquier otro sistema, con el Nivel Integral de Seguridad (SIL) necesario para llevar la frecuencia del evento impactante al nivel tolerable (riesgo meta).

c) Analizar el Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) para llevar el riesgo a su nivel tolerable: una vez que son conocidas las Funciones Instrumentadas de Seguridad (SIF) y su correspondiente Nivel Integral de Integridad (SIL), se debe proceder a la emisión de las especificaciones de los requerimientos de seguridad del Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS). En el sistema estudiado ya se conocen las especificaciones del SIS, por lo que se procederá analizar si este cumple con los requerimientos de la norma: funcionales y de integridad. (ver anexo 1).

d) Verificar la Efectividad de las Funciones Instrumentadas de Seguridad para Reducir el Riesgo: se analizara si la Función Instrumentada de Seguridad (SIF) propuesta para el diseño de la unidad de Reformación, cumple con el Nivel de Integridad de Seguridad (SIL).

1.4 OBJETIVOS

1.4.1 Objetivo General

Evaluar las capas protectoras del Sistema de Reformación de Vapor de Metano, de la Planta de Producción de Hidrogeno del Proyecto Conversión Profunda de la Refinería de Puerto La Cruz, estado Anzoátegui.

1.4.2 Objetivos Específicos

1. Revisar la Descripción del Proceso, Bases de Diseño, los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP), los Diagramas de Instrumentación y Tubería (DTI), la Filosofía de Operación, y los Sistema de Control y Protección, de la Unidad de Reformación para el conocimiento del proceso objeto de evaluación.
2. Revisar las normas ANSI-ISA, IEC y PDVSA para el diseño, revisión y mantenimiento de Sistemas de Protección para los hornos a utilizarse en procesos de reformación.
3. Identificar los posibles escenarios en el HAZOP realizado a la unidad, donde existan eventos peligrosos o impactantes, asignando el riesgo meta adecuado.
4. Desarrollar la metodología de análisis de capas de protección (LOPA), para la determinación de la efectividad de las capas protección existente, estimando el nivel de Integridad y Seguridad (SIL) y el factor de reducción de riesgo requerido (FRR) por los escenarios.
5. Verificar la eficiencia de las Funciones Instrumentadas de Seguridad propuestas para cubrir el nivel SIL requerido de los escenarios.

6. Evaluar los resultados de acuerdo a la metodología descrita.
7. Proponer las mejores prácticas de ingeniería para el funcionamiento de las capas de protección del horno de reformación.

1.5 LIMITACIONES

Es importante señalar que este trabajo no contempla la implementación de las recomendaciones formuladas durante el desarrollo del mismo.

1.6 CRITERIOS METODOLÓGICOS

1.6.1 Tipo de Investigación

La investigación tipo Analítica será la considerada para desarrollar este trabajo, ya que tiene como objetivo analizar un evento y comprenderlo en términos de sus aspectos menos evidentes. Propiciando el estudio y la comprensión más profunda del evento en estudio.

La estrategia que se adoptará para responder el problema planteado es de tipo Documental, la cual se basa en la obtención y análisis de datos provenientes de materiales impresos u otros tipos de documentos.

1.6.2 Métodos de Investigación

Para desarrollar la investigación planteada se emplearán las siguientes técnicas de investigación:

- Análisis Documental:** se estudiará y clasificará la información escrita a través de la investigación documental.

□ **Análisis de Contenido:** esta técnica permitirá realizar una descripción objetiva, sistemática y cuantitativa de la información obtenida a través de la investigación documental, y de la cual se pretende obtener una interpretación. Donde la objetividad del análisis de contenido se manifiesta en la medida en que se responde a ciertas normas, ello implica plantear los criterios de análisis, seleccionar las categorías y definir las operacionalmente; la sistematización se expresa en la forma como el contenido es ordenado e integrado en las categorías elegidas en función del propósito de la investigación; y la cuantificación viene dada por los elementos asignados a cada categoría.

CAPÍTULO II: INFORMACIÓN SOBRE LA EMPRESA

2.1 GENERALIDADES

En este capítulo se presenta de manera general una reseña histórica de Petróleos de Venezuela S.A., una descripción de la estructura organizativa, visión y misión de la Gerencia de Conversión Profunda de PDVSA. En la segunda parte, permite conocer diversos aspectos del proceso de reformación de vapor para la producción de hidrógeno.

2.2 LA EMPRESA

2.2.1 Reseña Histórica de la Empresa

El petróleo se descubrió en Venezuela en época de la dictadura de Juan Vicente Gómez. En 1911 comienza la primera gran cacería petrolera del país, pero es en 1914 cuando se perforó el primer pozo petrolero en Mene Grande (estado Zulia) llamado Zumaque 1, y en 1917 se exportó el primer cargamento de petróleo con 21194 toneladas. No es sino hasta el año 1922 cuando el mundo conoció realmente la riqueza de subsuelo venezolano con un reventón del pozo Barroso 2 en el campo la Rosa, cerca de Cabimas (estado Zulia) este lanzó durante nueve días, un chorro incontrolable de mas de 100000 barriles diarios surgió de allí una gestión que con recursos financieros, tecnológicos y gerenciales propuestos y manejados por empresas foráneas llego a extenderse por todas las cuencas sedimentarias del país y dio significativas proporciones internacionales a la explotación de los recursos petrolíferos nacionales.

En 1922 se inicia en Venezuela la explotación petrolera a gran escala y comienza la historia del gas natural. Hasta mediados de 1945, el gas era arrojado sin ninguna utilidad. En 1946, después del primer ordenamiento legal sobre la conservación y utilización del gas, se inicia su uso racional como combustible y

materia prima, ya para 1960 se funda la Corporación Venezolana de Petróleo aprovechando al máximo el gas en toda su magnitud, en ese mismo año se crea la compañía de Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima, una propiedad de Venezuela.

El gobierno nacionalizó la industria petrolera en 1976, la cual quedó en manos de la empresa “Petróleos de Venezuela S.A” (P.D.V.S.A). En 1978 nace CORPOVEN Sociedad Anónima filial de Petróleos de Venezuela, lo cual surge de la integración de varias empresas, cumpliendo con una disposición de Ejecutivo Nacional de nacionalizar la industria petrolera, se forman también las empresas LAGOVEN, BARIVEN, PALMAVEN y BOSCAVEN. El primero de enero de 1979 CORPOVEN S.A, comienza a operar como una empresa, y realiza desde ese momento actividades de exploración, producción, transporte, minería, almacenamiento y mercadeo nacional e internacional de crudo, gases y sus derivados.

A partir del 1 de enero de 1988 las diferentes empresas existentes pasan a llamarse Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima bajo una reestructuración que consiste en la integración de todas sus empresas filiales. La organización Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima (P.D.V.S.A), esta estructurada bajo un esquema lineal en el cual se destacan líneas de autoridad y responsabilidad que indican la comunicación entre las unidades y departamentos y la variedad de actividades que se realizan dentro de la empresa para alcanzar sus objetivos.

P.D.V.S.A., tiene su sede principal en la ciudad de Caracas en la avenida Leonardo Davinci, edificio P.D.V.S.A urbanización Los Chaguaramos. Petróleos de Venezuela S.A esta diseminada en los llamados estados productores de Petróleo como: Anzoátegui, Guarico, Monagas, Barinas y Zulia.

P.D.V.S.A., se divide en tres grandes zonas:

a) Occidente: cuenta con los distritos Maracaibo y Tía Juana. Estos distritos desarrollan actividades de exploración y producción en los estados Zulia y Falcón.

b) Sur: cuenta con el distrito Barinas, que cubre los estados Apure, Barinas, Táchira y Portuguesa.

c) Oriente: cuenta con distrito Puerto La Cruz, que se encarga de la mercadería y refinación de crudo, y los distritos operacionales, Anaco, San Tomé, Morichal, Punta de Mata y Maturín; incluyendo en estos últimos el área de mayor actividad en P.D.V.S.A al Norte de Monagas. Las actividades de los distritos abarcan los estados Anzoátegui, Monagas y Guárico.

Actualmente esta conformada de la siguiente manera:

P.D.V.S.A. Petróleo y gas

P.D.V.S.A. Exploración y Producción

P.D.V.S.A. Manufactura y Mercadeo

P.D.V.S.A. Servicios

Cada una de estas divisiones esta integrada por diversas empresas y unidades de negocio.

2.2.2 Refinería Oriente

La historia del distrito de Puerto La Cruz comienza a partir de 1948, cuando la Venezuelan Gulf Company (La Compañía del Golfo Venezolana) inicia la construcción de una refinería ubicada en el área cercana a la ciudad de Puerto La Cruz, la cual inicia sus operaciones a mediados de 1980. En sus comienzos, instalación de la Venezuelan Gulf Company (Actualmente, refinería

área Puerto La Cruz), contaba con una capacidad de procesamientos de 44 mil barriles de crudo por día.

Actualmente el Distrito Puerto La Cruz esta formado por un Complejo Refinador, el cual comprende las instalaciones de la antigua Refinería de Venezuela Gulf Company, ahora Refinería P.D.V.S.A área San Roque. Todas estas instalaciones han permitido que el distrito Puerto la Cruz posea una capacidad de procesamiento de 200 mil barriles de crudo por día el cual es utilizado para cubrir la demanda de mercado interno de la Región Sur – Oriental del País, mientras que el excedente de productos es colocado en el mercado de exportación [9].

Por su ubicación la Refinería de Puerto La Cruz cumple tres funciones:

- Suplir la demanda del mercado interno de la Región Sur Oriental del país.
- Colocación de los productos excedentes en el mercado de exportación.
- Manejo y distribución del crudo Oriental de país.

La Refinería del área de Puerto La Cruz está ubicada en la costa Nor-Oriental del país, al este de la ciudad de Puerto La Cruz, estado Anzoátegui. Ella posee una ubicación que le permite facilidades para la distribución de sus productos a todo el país y al extranjero, mediante el cabotaje interno y externo a través del Mar Caribe, además está conectada, por medio de oleoductos a los principales campos de producción de crudo del Sur- Oriente del país, por todo lo antes mencionado, la Refinería Puerto La Cruz, se considera hoy en día como una de las sedes neurálgicas de la Industria Petrolera de nuestro país.

2.2.3 Razón Social de PDVSA

Petróleos de Venezuela S.A. es la corporación estatal de la República Bolivariana de Venezuela que se encarga de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la protección ambiental; con el fin último de motorizar el desarrollo armónico del país, afianzar el uso soberano de los recursos, potenciar el desarrollo endógeno y propiciar una existencia digna y provechosa para el pueblo venezolano, propietario de la riqueza del subsuelo nacional y único dueño de esta empresa operadora

La Refinería Puerto La Cruz es uno de los centros de procesamientos de crudo más importantes de PDVSA e integra un circuito de manufactura del petróleo extraído en los campos de los estados Monagas y Anzoátegui.

P.D.V.S.A Puerto La Cruz, cuenta con una sede principal la cual se encuentra ubicada al Noroeste de Puerto La Cruz en la zona denominada “El Cerrito” localizada entre el sector residencial Guaraguao, el Terminal Portuario y la Bahía Guaraguao.

2.2.4 Misión de PDVSA

Controlar las actividades de exploración, explotación, refinación, comercialización, transporte y cualquier otra relativa al desarrollo del sector petrolero y de la ejecución eficiente de las mismas.

2.2.5 Visión de PDVSA

Petróleos de Venezuela posee las siguientes visiones:

- ✓ Promover sociedades que tengan por objeto realizar actividades en materia de recursos energéticos, fósiles, de petroquímica, carboquímica y similares, y asociarse con personas naturales o jurídicas a fin de la consecución de sus fines.
- ✓ Alinear las estrategias y los planes de hidrocarburos con el plan de desarrollo nacional, a fin de asegurar que los ingresos producto de los recursos petroleros de la nación sean adecuadamente distribuidos de manera equitativa y en beneficio del colectivo social.
- ✓ La distribución del gas natural para los sectores domésticos e industriales.
- ✓ Cubrir las demandas de crudo, gas y productos derivados del petróleo en los mercados nacionales e internacionales.
- ✓ La producción y procesamiento de petróleo para la obtención de gases licuados (GLP)
- ✓ Satisfacer las necesidades de energía a la sociedad
- ✓ Impulsar el desarrollo endógeno nacional y del capital humano.
- ✓ Garantizar al Estado Venezolano los ingresos fiscales necesarios para el normal desenvolvimiento de la economía nacional.
- ✓ Garantizar el cumplimiento de sus normas y procedimientos para administrar la casa matriz.
- ✓ Mejorar la base y composición de las reservas de crudo. En este sentido se han desarrollado planes con el objetivo de llevar adelante campañas que busquen impulsar el cambio de la dieta petrolera, mediante el

reforzamiento de la búsqueda de crudo liviano, ya que el futuro de la empresa petrolera se fundamenta en el crudo pesado y extra pesado.

- ✓ Valorizar nuestro recurso natural
- ✓ Adecuación de refinerías existentes para el máximo procesamiento fondo de barril.
- ✓ Incentivar inversiones de terceros para procesar volúmenes incrementales de crudo.
- ✓ Mejorar el desempeño y reducir costos operacionales.
- ✓ Lograr un desarrollo integral con máxima participación nacional.

2.2.6 Objetivo de PDVSA

Desarrollar tecnologías que permitan incrementar el factor de recobro, generando soluciones integrales a la medida de los negocios, con especial énfasis en crudos pesados, extra-pesados y gas para apoyar el desarrollo de la explotación de gas costa afuera y la explotación de la reserva de crudo extra pesado de la Faja del Orinoco en el país, impulsando y garantizando la correcta gestión ambiental de las operaciones de PDVSA.

2.3 PROYECTO CONVERSIÓN PROFUNDA

EL Proyecto Conversión Profunda es una respuesta a la necesidad de continuar modernizando la refinería Puerto La Cruz con miras a la maximización del procesamiento de crudos pesados, basado en la Tecnología de Conversión Profunda HDHPLUS[®]/SHP. Se mejorará la calidad de productos en acuerdo con

las exigencias de calidad tanto del mercado interno como el de exportación y se obtendrá el rendimiento máximo por barril procesado [7].

PDVSA consideró cancelar la Fase II del Proyecto VALCOR y acometer un nuevo proyecto mediante la implantación de la tecnología HDHPLUS® / SHP a objeto de: a) aprovechar las corrientes de residuales de las unidades DA-1, DA-2 y DA-3; b) maximizar el procesamiento de crudo pesado en la refinería Puerto La Cruz para aumentar la cantidad y calidad de los productos mediante la utilización de tecnologías de Conversión Profunda IFP/AXENS (HDHPLUS®/SHP); c) utilizar las tecnologías desarrolladas por PDVSA INTEVEP, en el procesamiento de crudo pesado y extra-pesado para producir 105 MBD y liberar para exportación 31 MBD de crudo liviano Mesa 30° API; d) incrementar en 112 MBD productos del circuito PDVSA (gasolina, kerosén, Jet A-1 y diesel), así como la reducción al mínimo de residuales (5 MBD).

El HDHPLUS® es un proceso catalítico desarrollado por INTEVEP-PDVSA para conversión de residual atmosférico y de vacío (residual pesado) a productos livianos de elevado valor comercial. El proceso es aplicable a una gran variedad de alimentación y no tiene limitación en cuanto a la presencia de contaminantes como metales y asfáltenos.

El HDHPLUS® es una versión actualizada del proceso HDH® (hidrocraqueo, destilación e hidrotreatmento), como fue denominado en sus comienzos cuando se anunció su aplicación comercial en 1991. El resultado es un proceso actualizado con disminución significativa de costos de inversión. Las diferencias entre ambas versiones son las siguientes:

La tecnología HDHPLUS® tiene dos aplicaciones principales:

- Procesamiento de residual pesado existente en las refinerías para eliminar el mismo produciendo elevado rendimiento en productos de mayor valor.

- Procesamiento básico para mejorar el crudo extra pesado y obtener crudo sintético de alta calidad o productos vendibles.
- La implantación del Proyecto de Conversión Profunda en la RPLC, está de acuerdo con los lineamientos PDVSA en cuanto a reducción de residuales e incremento del procesamiento de crudo pesado por crudo liviano.

2.3.1 Objetivo del Proyecto Conversión Profunda

El Proyecto Conversión Profunda, tiene como objetivo maximizar el procesamiento de crudo pesado en la Refinería Puerto La Cruz para cubrir la demanda interna y exportar combustibles (gasolina, jet, diesel y nafta) que cumplan con las regulaciones del mercado internacional.

2.3.2. Alcance del Proyecto Conversión Profunda

2.3.2.1 Propósito

EL Proyecto de Conversión Profunda de la Refinería Puerto La Cruz, es una respuesta a la necesidad de continuar modernizando esa instalación, reforzar la refinación en el oriente del país, aprovechar la infraestructura existente constituida por las unidades de destilación y conversión media, así como todos los sistemas de servicios industriales y sus facilidades de almacenaje, con la finalidad de mejorar la calidad de productos que allí se obtienen en acuerdo con las exigencias de calidad tanto del mercado interno como el de exportación [9].

2.3.2.2 Ubicación

Las facilidades y unidades del Proyecto Conversión Profunda RPLC, estarán localizadas en los siguientes puntos:

- Área Manzanillo (17 hectáreas) (Figura 2.1)
 - Producción de Aditivo (U-75)
 - HDHPLUS® (U-76)
 - SHP (U-77)
 - Compresión de Hidrogeno (U-78)
 - Residuo Work-up (U-79)
 - Emergencia Quench & Blowdown (U-80)
 - Solidificación de Flake (U-81)
 - Unidad de Almacenamiento de Slop Pesado (U-82)
 - Unidad de Recuperación de Hidrogeno (U-87)
 - Unidad de Recuperación de Gas (U-88)
 - Unidad de Pet Coke (U-96)

- Noreste del cerro Vellorín (13.5 hectáreas) (figura 2.2)
 - Producción de Hidrógeno (U-83)
 - Despojamiento de aguas Agrias (U-84)
 - Regeneración de Aminas SHP (U-84)
 - Recuperación de Azufre (U-86)
 - Llenadero de Azufre
 - Agua Contra Incendio (U-98)

- Planta LPG (10 hectáreas) (figura 2.3)
 - Unidad de Alto Vacío (U-74)
 - Tanques de Producto Intermedio y Slop Livianos y Pesados

- Áreas disponibles de VALCOR: Oficina IPC y área 100 (2.6 ha)

- Agua Cruda (U-89)
 - Agua para Calderas, Vapor y Condensadores (U-90)
 - Sistema de Agua de Enfriamiento (U-91)
 - Aire de Instrumento (U-92)
 - Gas Combustible (U-93)
 - Sistema de Nitrógeno (figura 2.4)
-
- Áreas de la Refinería P.L.C, Chaure y Terminal Marino Guaraguao (Figura 2.5)
 - Tanques de Productos Finales (U-98)
 - Facilidades y Muelles (U-99)
 - Área de la planta de STEP y Patio de Materiales N° 2 RPLC (Figura 2.6)
 - Tratamiento de Aguas Aceitosas (U-95)

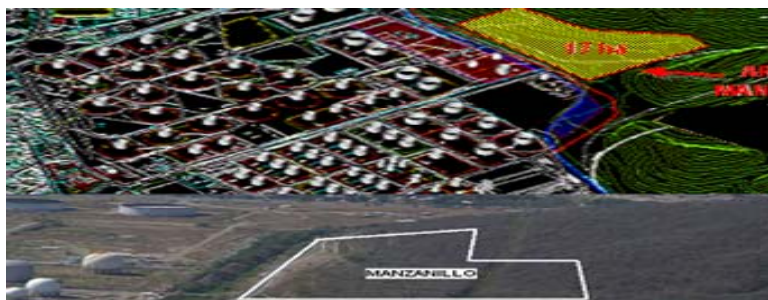


Figura 2.1. Área Manzanillo



Figura 2.2 Cerro Vellorin

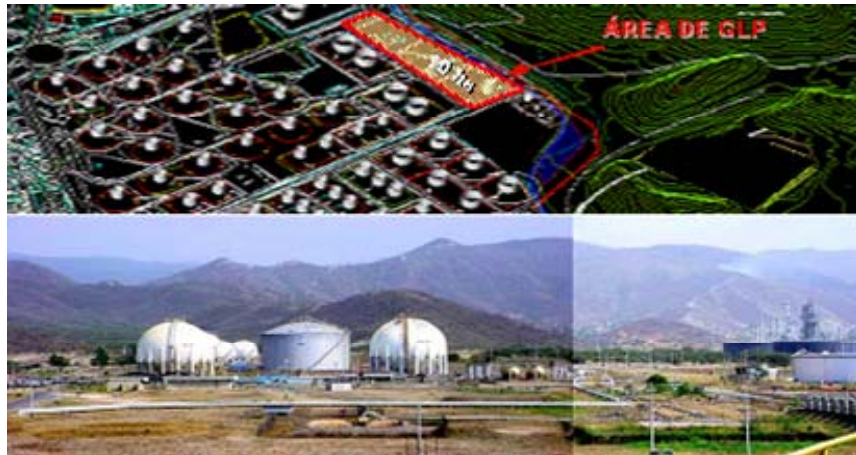


Figura 2.3 Planta GLP



Figura 2.4 Áreas VALCOR



Figura 2. 5 Áreas de la R.P.L.C, Chaure y Terminal Marino Guaraguao

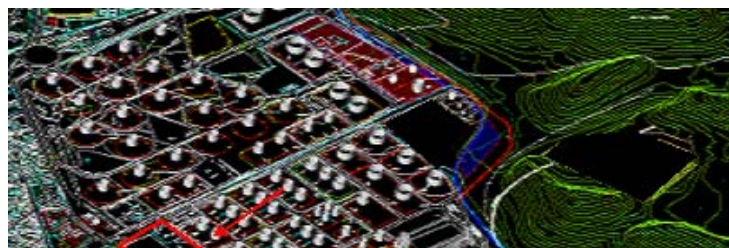


Figura 2. 6 Áreas de la Planta de STEP y Patio de Materiales

Desde el punto de vista político administrativo las instalaciones estarían ubicadas en el municipio Sotillo, distrito Puerto La Cruz.

2.4 IMPORTANCIA DEL GAS NATURAL PARA EL PROYECTO CONVERSIÓN PROFUNDA

El gas natural es una fuente de energía no renovable formada por una mezcla de gases que se encuentra frecuentemente en yacimientos fósiles, no-asociado (sólo), disuelto o asociado con el petróleo o en depósitos de carbón (anexo 1). Aunque su composición varía en función del yacimiento del que se extrae, está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden superar el 90 ó 95 % , y suele contener otros gases como nitrógeno, CO₂, H₂S, helio y mercaptanos. Puede obtenerse también con procesos de descomposición de restos orgánicos (basuras, vegetales - gas de pantanos) en las plantas de tratamiento de estos restos (depuradoras de aguas residuales urbanas, plantas de procesado de basuras, de alpechines, etc.). Algunos de los gases que forman parte del gas natural, como nitrógeno o CO₂, son extraídos de este porque no tienen capacidad energética y pueden depositarse en las tuberías usadas para su distribución debido a su alto punto de ebullición. Si el gas fuese criogénicamente licuado para su almacenamiento, el dióxido de carbono (CO₂) solidificaría interfiriendo con el proceso criogénico. El propano, butano e hidrocarburos son extraídos, puesto que su presencia puede causar accidentes durante la combustión

del gas natural. El vapor de agua también se elimina por estos motivos y porque a temperaturas cercanas a la temperatura ambiente y presiones altas forma hidratos de metano que pueden obstruir los gasoductos. Los compuestos de azufre son eliminados hasta niveles muy bajos para evitar corrosión y olores perniciosos, así como para reducir las emisiones de compuestos causantes de lluvia ácida.

La fuente de gas natural para el proyecto aun no esta definida, pero se considera que la fuente a utilizar debe poseer las propiedades mostradas en la tabla 2.1.

En la Gaceta Oficial de la República Bolivariana de Venezuela número 35929 del 2007, de el Ministerio del Poder Popular para La Energía y Petróleo, Resolución número 162, capítulo II, artículo 6, establece los parámetros de calidad del gas natural que deben circular por los sistemas de transporte y distribución para su utilización, los cuales se deben cumplir a partir de enero de 2013 [11]. Para esta fecha debe estar arrancando el Proyecto Conversión Profunda en la refinería Puerto La Cruz. En la tabla 2.2 se muestran los parámetros.

2.5 IMPORTANCIA DEL HIDRÓGENO PARA EL PROYECTO CONVERSIÓN PROFUNDA

El uso de hidrógeno está muy difundido en las refinerías, su producción ha pasado del estado de una operación especializada de alta tecnología, a una función integral de la mayoría de las refinerías. Esto se ha hecho necesario por el aumento en hidrot ratamiento e hidrodesintegración de petróleo y sus fracciones, ya que el crudo pesado y extrapesado aumenta en la naturaleza, disminuyendo cada día el crudo liviano y mediano.

Tabla 2.1 Propiedades del Gas Natural a ser Utilizado en la Unidad 83 [10]

Composición %V	Propiedades del Gas Natural de Alimentación y Combustible	
C1	84,00	92,00
C2	7,55	3,60
C3	0,30	0,00
C4	0,02	0,19
Ic4	0,00	0,30
Ic5	0,00	0,030
nC%	0,00	0,02
C6+	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,30
CO ₂	0,00	2,55
H ₂	0,00	0,00
Otras Propiedades		
H ₂ O (lb/MMSCFD)	0,50	7,00
H ₂ S(ppmv)(mg/m ³)	12	12
Mecaptanos/RSH(ppmv) (mg/m ³)	4	4
LHV (Btu/lb)	17426	19879
MV	19,45	17,73
Temperatura max/nor/max (°F)	110/100/85	110/100/85
Presión de alimentación (psig)	238	238

Tabla 2.2 Parámetros de Calidad del Gas Natural según Gaceta Oficial [11]

Componentes	Valores	
	Mínimo	Máximo
H ₂ S	-	6mg/m ³ 4.16 ppm molar
CO	-	0.1% molar
CO ₂	-	2% molar
H ₂ O	-	90 mg/m ³ (ppmv)
N ₂	-	1% molar
H ₂	-	0.1% molar
O ₂	-	0.1% molar
S total	-	25
Cl	80% molar	-
C2	-	12% molar
C3	-	3,0% molar
C4+	-	1.5% molar
Hidrocarburos insaturados	35.4 MJ/m ³	42.8 Mj/m ³
Temperatura de Rocío	Diferencial de 20°C con respecto a la temperatura ambiental	
Índice de Wobbe	48 MJ/m ³	52 Mj/m ³

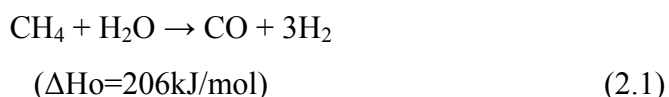
El hidrógeno es un elemento químico representado por el símbolo H y con un número atómico 1. En condiciones normales de presión y temperatura, es un gas diatómico (H₂) incoloro, inodoro, insípido, no metálico y altamente inflamable. Con una masa atómica de 1,00794 u, el hidrógeno es el elemento químico más ligero y es, también, el elemento más abundante en la naturaleza, constituyendo aproximadamente el 75 % de la materia visible del universo. El

hidrógeno elemental es muy escaso en la Tierra y es producido industrialmente a partir de hidrocarburos como, por ejemplo, el metano. La mayor parte del hidrógeno elemental se obtiene "in situ", es decir, en el lugar y en el momento en el que se necesita. El hidrógeno puede obtenerse a partir del agua por un proceso de electrólisis, pero resulta un método mucho más caro que la obtención a partir del gas natural.

Sus principales aplicaciones industriales son el refinado de combustibles fósiles (por ejemplo, el hidrocracking) y la producción de amoníaco (usado principalmente para fertilizantes).

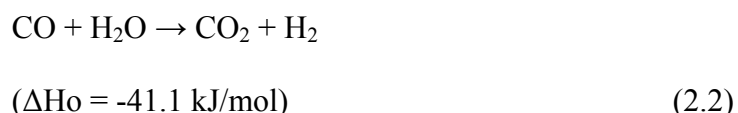
El hidrógeno se considera como la fuente de energía más eficiente, no contaminante, abundante y de costo aceptable en el futuro inmediato. El hidrógeno gaseoso es un combustible extraordinariamente limpio debido a que la energía química almacenada en el enlace H-H se libera cuando se combina con el oxígeno del aire produciendo solo agua como producto de la reacción. Aunque el hidrógeno puede producirse por reformado de metano, nafta, residuos de petróleo y carbón, la mayor relación atómica H/C en el metano con respecto a otros combustibles, hacen del gas natural la materia prima por excelencia para fabricar hidrógeno.

Específicamente, la metodología más extendida de producción de H₂ es el reformado con vapor de agua conforme a la ecuación 2.1:



La reacción es fuertemente endotérmica y favorecida a baja presión. El gas natural reacciona con vapor de agua en catalizadores de níquel (Ni) en un reformador primario a temperaturas próximas a 1200 °K y presión total de 20-30 bar. Aunque la estequiometría de la reacción solamente requiere 1 mol de H₂O por

mol de CH₄, se incorpora un exceso de H₂O (usualmente 2.5-5.0) para reducir la formación de carbón. La conversión de CH₄ a la salida del reformador está en el orden 90-92 % y la composición de la mezcla se acerca a la que predice el equilibrio termodinámico. A la salida del reformador primario se coloca un segundo reformador auto térmico en el que 8-10 % del CH₄ no convertido reacciona con oxígeno en la parte superior del tubo. La composición del gas se equilibra con un catalizador de Ni colocado en la zona de combustión. Para la producción de H₂ (amoníaco, uso en refinería, petroquímica, metalurgia, pilas de combustible), el CO presente en la corriente de salida se convierte en H₂ adicional en sendos reactores de desplazamiento a elevada y baja temperatura, respectivamente. La reacción del gas de agua se representa en la ecuación 2.2.



proceso, se crea en el proyecto la Unidad de Producción de Hidrógeno, Unidad 83, (U-83). La unidad de producción de hidrógeno tiene su base en la generación de hidrógeno a las condiciones de pureza y especificaciones requeridas por la unidad de hidroprocesamiento HDHPLUS[®] (U-76). El hidrógeno se produce en el Sistema de Reformación de Metano con Vapor, representado por un horno, donde su proceso consiste en adsorción a alta presión del gas natural con vapor de agua a alta temperatura. En la tabla 2.3 se encuentran las características que debe poseer el hidrógeno que se producirá en la Unidad 83 del Proyecto Conversión Profunda, según las bases de diseño [10].

La base de diseño de la planta de hidrógeno es la reformación del vapor de gas natural, la conversión de cambio y la purificación de hidrógeno por la unidad de absorción de cambio de presión (PSA). La producción total de

hidrógeno es 270 MMSCFD en dos trenes completamente independientes y con igual capacidad 135 MMSCFD cada uno, ver figura 2.7 [12].

Los pasos de proceso principales son:

- ❖ Compresión y purificación de la alimentación
- ❖ Reformación del vapor de metano
- ❖ Recuperación de Calor
- ❖ Conversión de cambio de temperaturas (HTS) y enfriamiento del gas de proceso
- ❖ Purificación del gas de proceso con PSA
- ❖ Estabilización del condensado de proceso
- ❖ Generación de vapor

Tabla 2.3 Propiedades del Hidrógeno Producido en la Unidad 83 [8]

Propiedades del Hidrógeno como Producto	Valor
Presión	292 psig
Temperatura	110°F
Pureza	99.9 % volumen
Impurezas	10 ppm max CO+CO ₂
	<0.03 mol %N ₂
	<0.7 mol% CH ₄
Cantidad Producida	270 MMSCFD

Para este trabajo, se hará referencia al tren I de la Unidad 83, siendo igual ó idéntico el tren II. (ver anexo 2).

2.6.1 Compresión y Purificación de la Alimentación

El gas natural de límites de batería es mezclado con el hidrógeno de reciclaje. El gas de alimentación en el Compresor Centrífugo G-8321, se encuentra a una presión de 227 a 470 psig, movido por una turbina de vapor, y precalentado entre 205 a 700 °F en el Precalentador de Alimentación E-8328, contra el efluente del convertidor de alta temperatura.

Luego el gas de alimentación es enviado al Hidrotratador D-8321, donde el azufre orgánico es hidrogenado, y llevado a H₂S, ecuación 2.3. El H₂S es eliminado del gas de alimentación por reacciones con el óxido de zinc, como catalizador, para formar el sulfuro de zinc en los Desulfurizadores de Alimentación D-8322 A/B, ecuación 2.4. La alimentación desulfurada reduce el contenido de azufre en el gas de alimentación a menos de 0.1 ppmv (parte por millón en volumen) [12].



El volumen de catalizador está basado en la máxima la velocidad espacial y su vida resultara ser ligeramente más largas que 6 meses por cada recipiente. Los reactores funcionarán en un modo de líder respaldo. Las olefinas en el gas natural serán saturadas.

2.6.2 Reformación del Metano con Vapor

Después de la purificación del gas, este se lleva a aproximadamente 670 °F y 446 psig. Luego es mezclado con el vapor saturado del proceso a 687 °F y 700 psig en una proporción molar de vapor/carbono de 3:1. Después esta mezcla es precalentada a 1050 °F en el Precalentador de Alimentación Mixta E-8322,

antes de ir al reformador a aproximadamente 400 psig. Una proporción mínima de vapor/carbono es necesaria para evitar la formación del carbono en el catalizador de reformación.

El esquema de control del vapor /carbono se configura para mantener una proporción prefijada de acuerdo a la capacidad de la demanda en los cambios del reformador.

Una relación vapor/ carbono debe estar en todo momento en exceso. Es decir, si la capacidad de la planta aumenta, la proporción de flujo de vapor aumenta primero, y después el hidrocarburo es aumentado. Recíprocamente, si la capacidad de la planta se va a reducir, entonces se reduce primero la rata de la alimentación del gas natural, antes de permitir que el flujo de vapor se reduzca. En caso de la pérdida de vapor, la planta hace una parada de emergencia antes de que se alcance una relación vapor/carbono peligrosamente baja.

El Reformador B-8321 tiene 440 tubos que están llenos de níquel, que es el catalizador empleado para reformación. En la figura 2.8, se muestra la vista de un horno, utilizado para reformación de metano con vapor.

El gas alimentado al reformador, se convierte en una mezcla de hidrógeno y óxidos de carbono encima del catalizador. El metano del vapor sin reaccionar, también esta presente en el efluente del reformador. El flujo de gas a través de los tubos del reformador es descendente y el reformador es calentado desde el tope. El producto del reformador deja el fondo de los tubos del catalizador. Las reacciones en el reformador son endotérmicas y exotérmicas, como se muestra en las ecuaciones 2.5 y 2.6.

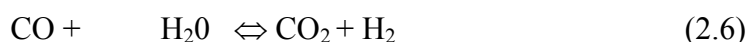
La reacción (2.5) es conocida como reformación vapor/metano, mientras la reacción (2.6) se llama la reacción de cambio de agua/gas. A las condiciones de operación normales, la reacción de reformación del metano (2.5) y la reacción de

cambio de agua/gas (2.6) son reversible y cerradamente se aproximan al equilibrio. El calor de reacción es suplido por la quema del combustible usado en los quemadores que están ubicados en el techo del Reformador. Una inducción de succión proporcionará el requerimiento a los quemadores. La necesidad de combustible será satisfecha por la combustión gas de la purga de la Unidad de la unidad Adsorción con Presión Alterna (siglas en español APA y en ingles PSA). Los PSA M-8321, limpian las impurezas en el gas alimentado, en conjunto con el hidrógeno sin recuperar. El equilibrio de calor en el reformador esta en función de el flujo de gas natural o gas de combustible. Cualquier interrupción del proceso causará que los quemadores reduzcan a un nivel mínimo su calor. La temperatura de emisión de la corriente del reformador está 1600 °F en 343 psig. La composición del metano en esa corriente es 4.5 por ciento en base seca. El gas combustible de refinería cumple con el balance de masa y energía para el reformador. Alguna interrupción del proceso (por purga del gas en PSA por alta-alta o baja-baja presión, alto-alto nivel en D-8328) será causa de que los quemadores minimicen el nivel de calentamiento. En la tabla 2.4 se encuentran las condiciones de diseño para el horno de reformación de la unidad 83.



Endotérmica

$$\Delta H^\circ_{25\text{C}} = + 49.3 \text{ kcal/mol}$$



Exotérmica

$$\Delta H^\circ_{25\text{C}} = -9.8 \text{ kcal/mol}$$

2.6.3 Recuperación Caliente

La recuperación de calor se logra del efluente del reformador y el gas combustible del tubo del reformador. El gas combustible del tubo del reformador se enfría el gas desde 1897°F a 300°F encima de una serie de tubos de convección, tales como:

E-8321 Serpentín de Generación de Vapor	1592°F
E-8322 Serpentín Precalentador de Alimentación Mixta	1290°F
E-8323 Serpentín de Vapor sobrecalentado	1068°F
E - 8324 Serpentín de Generación de Vapor #2	701°F
E - 8325 Aire Precalentado	300°F

Tabla 2.4 Condiciones de Diseño del Horno Reformador B-8321/41[10]

Sección de Radiación	
Tipo	Fuego Superior
Temperatura de entrada	1050°F
Temperatura de salida	1600 °F
Presión de Salida	355psig
Relación H/C	3
Entrada de CH ₄ en el equilibrio	15°F
Tubos en el reformador	15 pulgadas
Longitud de calentamiento	41.34 pies
Número de tubos	440
Número de tubos por fila	44
Número de filas	10
Porcentaje de aire de combustión en exceso en operación normal	10%
Sección de Convección	
Temperatura de salida	280-300°F
Temperatura inicial del aire en los quemadores	630°F

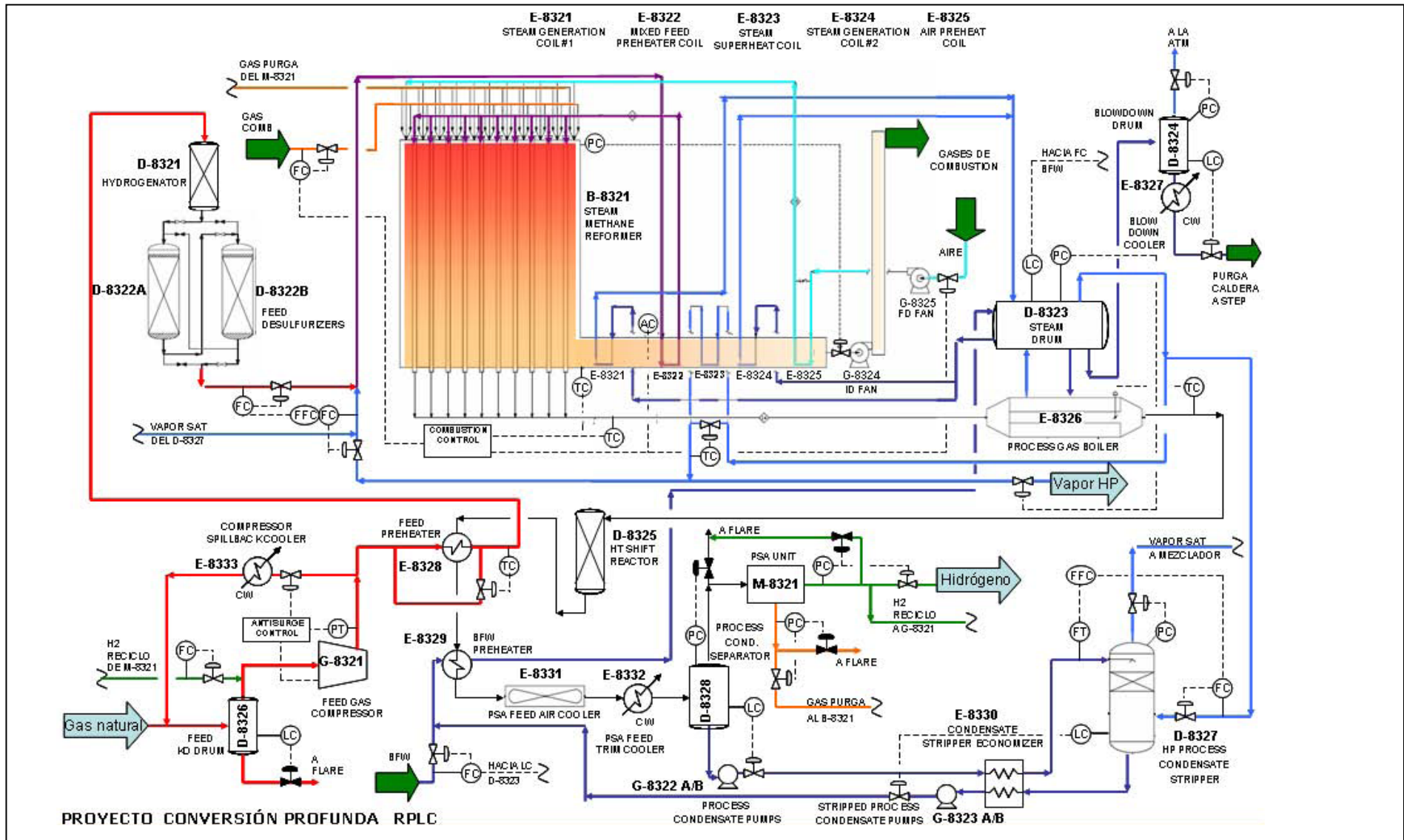


Figura 2.7 Diagrama de la Planta de Producción de Hidrógeno

El efluente del reformador se enfría a aproximadamente a 630 - 660°F, despojando el vapor en la Caldera de Gas de Proceso E-8326. El flujo de gas de Proceso va por el lado del tubo en E-8326, mientras que en el lado de la carcasa del E-8326 se conecta al Tambor de Vapor D-8323 por las tuberías ascendentes. Internamente en E-8326 se controla la desviación de la temperatura de entrada al Reactor Cambio de Alta Temperatura D-8325. El efluente del reformador se enfría a aproximadamente a 630 - 660°F, despojando el vapor en la Caldera de Gas de Proceso E-8326. El flujo de gas de Proceso va por el lado del tubo en E-8326, mientras que en el lado de la carcasa del E-8326 se conecta al Tambor de Vapor D-8323 por las tuberías ascendentes. Internamente en E-8326 se controla la desviación de la temperatura de entrada al Reactor Cambio de Alta

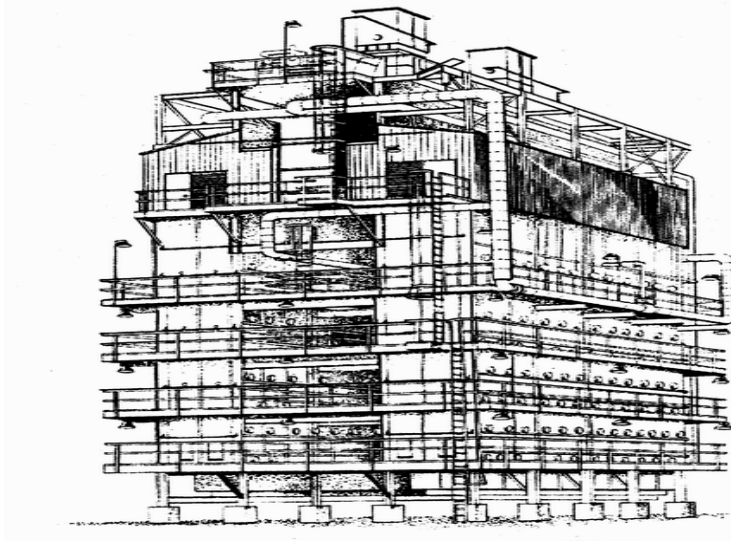


Figura 2. 8 Vista de un Horno de Reformación de Metano con Vapor

2.6.4 Conversión de Cambio de Alta Temperatura y Proceso de Enfriamiento

El monóxido de carbono como producto del reformador se convierte a dióxido de carbono en hidrógeno adicional en el reactor de Cambio de Alta Temperatura (HTS) (D-8325). El reactor de HTS opera a una temperatura de entrada

de aproximadamente 660°F y una temperatura de emisión de aproximadamente 787°F a 332 psig.

El cambio en el equilibrio de reacción está favorecido por baja temperatura, mientras la actividad del catalizador se aumenta por temperatura alta. Así, se selecciona una temperatura intermedia óptima. Cuando el catalizador envejece se cambia, la temperatura de la entrada se levanta para restaurar la actividad de este. El residual de monóxido de carbono es de aproximadamente 4.7 % en base seca.

El efluente del Reactor HTS se enfría en cinco pasos:

- a) En el Precalentador de Alimentación E-8328, se enfría el gas del proceso contra el alimento del Hidrogenador D-8321, hasta 657°F.
- b) En el Precalentador de la Alimentación de Aguas de Calderas (BFW) E-8329, el gas del proceso se enfría calentando el agua alimentada en la caldera, hasta 305°F.
- c) En el PSA, el Refrigerador de Aire de Alimento E-8331, se enfría el gas del proceso a 140°F.
- d) El enfriamiento final hasta a 100 °F se hace contra el agua refrescante en el Refrigerador de Alimentación del PSA E-8332.
- e) En el Proceso Condensación se remueve el hidrógeno del gas en el Separador de Condensados del Proceso D-8328.

2.6.5 Purificación de Gas de Proceso en la Unidad PSA

Se recupera hidrógeno puro del gas, y un poco de hidrógeno rico del gas de refinería, en la unidad de Adsorción de Balance de Presión (Pressure Swing Adsorption unit PSA). Un aspecto importante de la unidad de PSA es que todos los constituyentes del gas, excepto el hidrógeno, son simultáneamente y completamente removidos en un solo paso del proceso. Cada tambor de adsorción en la unidad de PSA sigue un ciclo de adsorción, despresurización, purgado y represurización. El sistema aumenta al máximo la recuperación de hidrógeno utilizando eficazmente el hidrógeno residual de un tambor del adsorberdor al final de su ciclo de represurización y los otros tambores mantienen el hidrógeno purgando. El hidrógeno recuperado en la unidad PSA tiene 89 % de pureza.

El Hidrógeno producido en la unidad PSA tendrá una pureza de 99 % con un contenido de CO/ CO₂ de menos de 50 ppmv, y CO menos de 20 ppmv. Las variaciones en los constituyentes normalmente presentes en el producto del reactor tiene un efecto menor en el diseño de la unidad de PSA. Un analizador en línea mide si se mantiene el CO en el hidrógeno del producto. El hidrógeno producto está disponible en los límites de batería a 290 psig y 110 °F.

2.6.6 Proceso de Despojamiento del Condensado

El Condensado del Proceso D-8328 se precalienta a aproximadamente 230 °F en el Economizador de Separador de Condensados E-8330, antes de entrar en el Proceso la Condensación de los Destilados D-8327, de mediana presión (MP), calientan al vapor del límite de batería y envían el vapor al D-8324 el cual es usado para el retiro del dióxido de carbono que esta libre del condensado del proceso. El condensado del proceso despojado del fondo del separador en aproximadamente 280

°F se enfría en el E-8330 a aproximadamente 157 °F y luego bombeado usando la bomba de Condensado de Proceso, G-8323 A/B y combinado con el producto de aguas de calderas (BFW) a la entrada del Precalentador E-8329.

2.6.7 Generación de Vapor

El Tambor de Vapor D-8323 sirve como servicio de generación de vapor, y opera a 730 psig. La elevación del Tambor de Vapor es puesta para permitir la circulación natural del flujo hacia la Caldera de Gas de Proceso y Generación de Vapor de Bobinas.

El flujo de alimentación de aguas de caldera (BFW) al Tambor de Vapor es controlado para reducir al mínimo fluctuaciones en el nivel del agua de tambor.

Un resumen del sistema de vapor es el siguiente:

- El vapor es generado por la recuperación de calor del gas de conducto de reformador en el Serpentin del Generador de Vapor E-8321 y E-8324.
- El vapor también es generado por la recuperación de calor del producto de reformador en la de Caldera de Gas de Proceso E-8326.
- Para el sistema de alimentación de aguas de caldera BFW, se establece el del límite de batería en 250 °F y 850 psig es precalentado en la E-8329 (sin el condensado de proceso) y enviado para calentar al Tambor de Vapor D-8323. El Vapor del Tambor D-8323 es sobrecalentado en la E-8323. Algún vapor es usado como vapor de proceso y para a unidad de disco de la turbina y el balance es exportado a límites de batería en 685 psig y 685 °F.

· El vapor generado en la caldera es dirigido por el Tambor D-8324. El vapor es utilizado en el proceso de separación de condensado, por el tambor D-8327, y luego es enfriado y desechado.

El siguiente grupo de equipos integra al sistema para conducir el vapor por las turbinas:

- G-8321 Compresor de Gas de Alimentación
- G-8324 Ventilador de Tiro Inducido (ID Ventilador)
- G-8325 Ventilador de Tiro Forzado (FD Ventilador)
- G-8322 Bomba de Condensado de Proceso Principal

2.7 HORNOS

En un horno se distinguen dos secciones de calentamiento, una sección de radiación y una sección de convección, según cual sea la forma de calentamiento predominante, como transición entre ambas, existe comúnmente una pantalla de radiación, constituida por unos tubos colocados antes de la sección de convección, que reciben calor tanto por radiación como por convección [13].

En la sección de radiación, los tubos no se colocan nunca en el camino de las llamas, sino lateralmente, en las paredes, techo y/o piso de la cámara de combustión. Generalmente se usa una sola fila de tubos, a veces dos y a lo más tres, por el efecto de pantalla de las filas más próximas a los quemadores.

En la sección de convección, las filas de tubos más próximas a la cámara de combustión también absorben calor por radiación, especialmente la primera fila y por

esta razón los tubos de esta fila (pantalla de radiación) son los más expuestos a percances.

2.7.1 Quemadores y Pilotos

Un quemador es un dispositivo construido en metal refractario que acepta cantidades específicas de aire y combustible, mezclándolos en la forma más homogénea posible, para permitir el quemado de este combustible mediante procesos químicos exotérmicos estables [14].

El quemador es la principal fuente de energía para establecer condiciones satisfactorias del movimiento de los gases en un horno. Además de suministrar energía inercial para este movimiento, el quemador debe también ser capaz de entregar una satisfactoria difusión del calor a los gases, sin dañar los tubos o las áreas de transferencia de calor. Su función es dar calor al producto que fluye por los tubos, en forma uniforme, a fin de obtener un perfil estable de temperatura. Debe poseer capacidad para dispersar el calor a la atmósfera gaseosa del horno; es la capacidad relativa para dispersar este calor, lo que decide el uso de un determinado quemador para un horno específico. Ningún elemento en el diseño básico del horno es más importante que la elección de quemadores adecuados para el servicio que se va a realizar con el combustible disponible.

Con respecto a la ubicación de los quemadores, es posible que en la mayoría de los casos, sea más económico instalar quemadores laterales, porque no es necesario incurrir en gastos para levantar el horno con el fin de proporcionar más espacio. Sin embargo, cuando los quemadores están en la pared, la primera reducción de costo se obtiene a expensas de un menor rendimiento. Con iguales condiciones limitantes, la combustión en un horno es de un 25 % más activa con quemadores en el piso, esto se debe a:

- Mejor uso de volumen de combustión.
- Mejor distribución de calor.
- Mejor control del calor y una combustión más uniforme en todas las áreas de los tubos.

Por otra parte, en cualquier sistema de combustión, la operación será más eficiente cuando se usa una cantidad relativamente grande de quemadores pequeños, en lugar de lo contrario. La capacidad de los quemadores para dispersar el calor a la atmósfera del horno, será proporcional a la cantidad de quemadores utilizados.

La combustión se produce cuando el combustible es mezclado con el aire y es encendido. Las partes de admisión de aire en el quemador pueden ser un registro de aire para el aire secundario, una puerta controlable que lo provee de aire primario o medios regulables para la entrada de aire terciario.

En la industria del petróleo se usan principalmente dos tipos de quemadores, estos son:

- Quemadores de Fuel Gas.
- Quemadores combinados de Fuel Oil y Fuel Gas.

En la actualidad, se ha incorporado como mejora en los combustibles para los quemadores, casi en un 100 por ciento, el gas natural, con buenos resultados en los deterioros de estos mismos. Todos los quemadores disponen de un piloto de Fuel gas, que tiene por función mantener una llama constante a la salida del combustible del quemador para que, ante un eventual corte de combustible, pueda ser reencendido

inmediatamente y no se acumule aquel en la cámara de combustión, produciendo una mezcla explosiva en ella. Los quemadores se encienden una vez que ha sido encendido su piloto.

2.7.2 Daños a los Tubos del Horno Reformador

En los hornos de reformación suelen aparecer zonas de alta temperatura en la piel de los tubos radiantes, denominadas bandas calientes (*hot bands* o *hot spots* en inglés). La temperatura en estas zonas es superior en unos 30 a 40 °C a las adyacentes. Este fenómeno es causado por el depósito de coque sobre el catalizador, que afecta los sitios activos del catalizador Níquel, restringe la transferencia de calor y reduce la capacidad de producción de la instalación. La formación de carbón es frecuente en hornos de reformación. Las reacciones que pueden conducir a esa condición indeseable son las representadas en las ecuaciones 2.7, 2.8 y 2.9 [13].

Existen varias causas que tienden a favorecer el proceso de deposición de coque, que de acuerdo a su magnitud, puede derivar en una disminución de la reacción principal y un aumento de la pérdida de carga. Una de las principales causas de la deposición de coque es la baja relación vapor/hidrocarburo. Debajo de una relación mínima, la cual varía con la temperatura y con la presión, el coque se forma dentro de la pastilla de catalizador. En la práctica, el horno de reformación siempre debe ser operado con un exceso de vapor para prevenir la deposición del carbón.



[craqueo térmico]

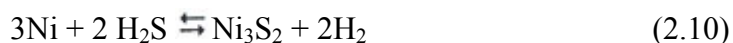


[desproporcionalización]



Otra causa conocida es la presencia de hidrocarburos livianos (C_3^+) en la alimentación. Los hidrocarburos de mayor peso molecular que el metano tienen una fuerte tendencia a formar carbón, debido a la polimerización por pirolisis de los intermediarios de la reacción. El balance entre las reacciones de formación y de remoción de carbón se vuelve crítico con un alto porcentaje de intermediarios. Una baja actividad en la zona de ingreso de los tubos también puede conducir a la deposición de carbón. Esto puede ser originado por el envejecimiento del catalizador, al envenenamiento del mismo, y en ciertas circunstancias a la rotura de la pastilla de catalizador. Con una baja actividad, se produce craqueo térmico del metano, ecuación (4). A temperaturas de $650\text{ }^\circ\text{C}$ la velocidad de formación de carbón es superior a la de remoción, reversa de ecuaciones (5) y (6). Esa temperatura se alcanza aproximadamente en el primer tercio del tubo, por lo que las bandas calientes siempre aparecen entre el 25 % y el 35 % de la longitud del tubo.

El níquel es susceptible a ser envenenado por elementos tales como el azufre, el cloro o el potasio. De éstos, el Azufre está presente en el gas natural, generalmente como sulfuro de hidrógeno. Por esta razón la alimentación es tratada en desulfuradores de carbón activado con cobre. El H_2S es fuertemente adsorbido y luego disociado en las superficies de Ni del catalizador, y unas pocas partes por billón son suficientes para cubrir la mitad o más de la superficie metálica, ecuación 2.10:



Este envenenamiento, al igual que la deposición de carbón, puede ser reversible, dependiendo siempre del avance alcanzado. Por el contrario, el envenenamiento con arsénico es irreversible.

Otra posibilidad en hornos que operan con reciclaje de CO_2 , es que el carbón puede formarse en los precalentadores de carga, y ser llevado físicamente sobre el catalizador. Cuestiones operativas, como una repentina disminución en el caudal de alimentación o la incidencia directa de la llama sobre el tubo también pueden producir zonas calientes localizadas. Por un lado, el diseño ya está plasmado, y por otro, variar las condiciones operativas puede ir en contra de la rentabilidad o de la capacidad de producción.

Para remover el coque depositado es necesario recurrir a la regeneración del catalizador del horno. Esta operación consiste en interrumpir el flujo de gas natural, mantener un determinado caudal de vapor y promover, mediante la adición controlada de aire, la combustión del carbón formado en el catalizador. Cada vez que se realiza esta tarea, la unidad productiva sale de servicio durante uno a tres días en función de la complejidad del proceso. Además del lucro cesante, que constituye la principal pérdida económica, la regeneración disminuye la vida útil del catalizador que se encuentran en los tubos del horno.

CAPÍTULO III: MARCO TEÓRICO

3.1 GENERALIDADES

Dentro de las principales actividades que se llevan a cabo en Petróleos de Venezuela se encuentra el diseño, construcción, operación y el mantenimiento de las instalaciones para la extracción, recolección, almacenamiento, medición, transporte, procesamientos primario y secundario de hidrocarburos, así como la adquisición de materiales y equipos requeridos, para cumplir con eficacia y eficiencia los objetivos de la empresa. En vista de esto, es necesaria la participación de las diversas disciplinas de la ingeniería, lo que involucra diferencia de criterios.

Para definir los requerimientos en la determinación del Nivel de Integridad de Seguridad (NIS, SIL) para Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) en las instalaciones de Petróleos de Venezuela, es necesaria la participación de las diversas disciplinas de la ingeniería para unificar criterios y aprovechar las experiencias del grupo de trabajo.

El Proyecto Conversión Profunda, ha desarrollado sus Ingenierías Conceptual y Básica, con miras a ir a una Ingeniería de Detalle, Construcción y Arranque. Una de las unidades de este Proyecto es la Unidad de Producción de Hidrógeno, donde el equipo corazón de la planta es el horno de reformación.

La sección de Reformación de Metano en la Unidad 83 se identifica como B-8321. Este horno, como todos las unidades de la refinería, está provisto de sistemas automáticos de control y protección, ya sea para garantizar calidad de producción (Sistema Básico de Control de Proceso) regulando las variables que intervienen en el

proceso, o para proporcionar la función de seguridad a la planta y su entorno (Sistema de Protección o de Parada de Emergencia). La tendencia mundial en el diseño de estos sistemas automáticos de protección está enfocada a diseñarlos bajo una filosofía de diseño seguro (alta disponibilidad para funcionar cuando se le requiera) y confiables, implementando para ello una serie de lineamientos establecidos por normas internacionales que regulan esta materia como ISA-SP84 [5] y IEC SC65 [6], y deben estar diseñados acorde con los lineamientos de PDVSA para satisfacer restricciones operacionales y de seguridad de este último.

La necesidad de operar en forma segura los procesos industriales está conduciendo a muchas compañías en el mundo a diseñar sus sistemas de control y seguridad de proceso, bajo la filosofía de alta seguridad y confiabilidad. Esta filosofía se fundamenta en la aplicación de estudios de evaluación de seguridad y peligrosidad, para identificar los requerimientos mínimos de diseño que deben satisfacer los sistemas de protección para proveer el grado de reducción de riesgo necesario utilizando para tal fin la identificación de un Nivel de Integridad de Seguridad, en esta área conocido como nivel SIL [15].

En este capítulo se presentan los términos de filosofía de diseño seguro de los sistemas de protección, para satisfacer los niveles de integridad de seguridad; se señala, como a través de técnicas cualitativas y cuantitativas de análisis de riesgos cuales deben ser los requerimientos mínimos de seguridad (niveles SIL) que deben garantizar los sistemas de protección requeridos. Hay que destacar la necesidad de que cada empresa debe desarrollar sus propios criterios, puesto que los valores de los parámetros que definen los SIL dependen de cuán aceptable es un riesgo en una organización, y de sus propias políticas de seguridad.

Dado que las organizaciones internacionales que manejan los aspectos relacionados a normas, estándares y certificaciones, utilizan términos en el idioma inglés cuya traducción exacta no siempre expresa el significado técnico del término en el área de seguridad, se ha preferido mantener dichos términos en inglés, en lugar de señalar su significado en castellano, salvo en aquellos casos donde la expresión en nuestro idioma no da lugar a confusión en su traducción. .

3.2 DESCRIPCIÓN DE LOS SISTEMAS INSTRUMENTADOS DE PROCESOS DE LA UNIDAD DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

3.2.1 Compresión y Purificación de la Alimentación G-8321

El gas natural se combina con aproximadamente el 3% de volumen de hidrógeno reciclado. El gas de alimentación es mezclado y comprimido alrededor de 470 psig en el Compresor de Gas de Alimentación, G-8321, el cual es impulsado por una turbina de vapor. El controlador Anti- Oleaje FIC-83220, protege al compresor de variaciones del flujo a través de éste [16], (ver anexo 2 PFD de la Unidad 83, anexo 3 PID 3006-2831-FP20806 y anexo 4 simbologías de instrumentos).

El gas natural de los límites de la batería, alimenta al Tambor de Alimentación D-8326. A este tambor llega el gas de reciclo que viene desde el Enfriador de Gas de Alimentación al Compresor E-8333 A/B. El vapor que viene desde el cabezal del D-8326 se mezcla con el hidrógeno de reciclo aguas abajo de la Unidad de PSA mediante el controlador de relación FFIC-83204. Este controlador de relación, se basa en la presión y el flujo compensado por la temperatura, FI-83203, calcula el punto de ajuste (set point) para FIC-83204, que manipula la válvula de control del recirculación de hidrógeno, FCV-83204, ver figura 3.1.

Desulfurizador de Alimentación (D-8322A / B). El Desulfurizador de Alimentación reduce el contenido de azufre en el gas de alimentación a menos de 0,1 ppmv. El Desulfurizador operará en modo de líder-respaldo, es decir uno a la vez, el orden de operación se invierte cada 6 meses (aproximadamente) para reemplazar el catalizador ZnO gastado. Las válvulas que se encuentran en la línea que conecta a los Desulfurizadores son manuales. (ver en anexo 3: DTI 3006-2831-FP20807).

3.2.3 Reformador de Metano con Vapor B-8321/Mezcla de Alimentación

Una mínima cantidad de vapor a la proporción de carbono es necesario para evitar la deposición de carbono sobre el catalizador de reformación. El sistema de control del vapor de agua a razón de carbono, está configurado de manera segura a fin de restablecer y mantener una proporción preestablecida. Para alcanzar el grado de relación de moles de vapor a carbono (nominalmente 3:1), el gas de alimentación desulfurizado se mezcla con el vapor sobrecalentado del proceso. La alimentación mezclada se precalienta en el Serpentin del Precalentador de Alimentación Mezclada de (E-8322). El rendimiento de la planta se fija manualmente a través del Controlador Maestro HIC-83241. Una configuración de control de relación vapor a carbono asegura que el vapor esta en exceso en todo momento. Es decir, si el rendimiento de la planta se incrementa, la tasa de flujo de vapor se aumenta primero y luego se aumenta la tasa de hidrocarburos. Si se reduce el rendimiento de la planta, entonces se reduce primero el flujo de la corriente que contiene hidrocarburos, antes que el caudal de vapor. En el caso de pérdida de vapor, el calentamiento en el reformador y la unidad de PSA se reducen, antes de que un peligroso bajo coeficiente de vapor a carbono se genere. Una alarma de baja proporción se setea en 2.80, una baja relación vapor/carbono se ha fijado en 2.60, FFZALL-83251. Una representación de la disposición de control se muestra en el DTI 3006-2831-FP20808 (anexo 3). Sólo se muestran las funciones de control a las que tienen acceso los operadores. Un detalle

de la representación del sistema de control completo se muestra en la Figura 3.2 y se describe a continuación:

La relación vapor de agua/carbono está controlada por FFIC-83250 (DTI 3006-2831-FP20808-rev 0). La variable de proceso (relación vapor/carbono) para este controlador FY-83250A, es calcula el flujo de vapor con FI-83246, y el flujo de la alimentación de gas con FI-83239 (en ambos se mide temperatura y presión compensada). Estos flujos se basan en la media calculada a partir de la FZT-83246A/B/C y FT-83239A/B/C, respectivamente.

El flujo de alimentación de gas es usado como base para mantener la demanda de vapor, y es establecido por el selector de alta FY-83241B, y como el máximo flujo de alimentación de gas por FI-83239, y la tasa maestra de carbono en HIC-83241, la cual es establecida (seteada) por el operador. La salida de FY-83241B se multiplica por la salida de FFIC-83250 (rata de la corriente de carbono) para mantener un punto fijo (set point) en el controlador FIC-83250C, para proporcionar un punto fijo (set point) en el controlador de flujo de vapor FIC-83246. (ver anexo 3).

El flujo de gas de alimentación FY-83250B, necesario para mantener la relación de carbono FY-83250A, se calcula dividiendo el flujo de corriente de vapor FI-83246 por la salida de FFIC-83250. El punto de ajuste (set point) para el controlador del flujo de gas de alimentación FIC-83239, es el mínimo de FY-83250B y la Tasa Maestra es por el selector de baja 83241A. (ver en anexo3: DTI 3006-2831-FP20808, 3006-2831-FP20809, 3006-2831-FP20810).

3.2.4 Reformador de Metano con Vapor B-8321

El reformador contiene tubos verticales llenos de catalizador níquel. El gas de alimentación se convierte en una mezcla de hidrógeno y óxidos de carbono a lo largo de este catalizador. El metano y el vapor que no reaccionaron están presentes en el efluente del reformador. Un Ventilador de Tiro Forzado, G-8325, suministra aire de combustión, mientras que un Ventilador de Tiro Inducido, G-8324, proporciona el tiro requerido a los quemadores. Parte del combustible necesario es suplido por la combustión de gas de purga proveniente de la unidad de purificación PSA. El gas de purga del PSA, contiene todas las impurezas del gas de alimentación a la Unidad PSA junto con el hidrógeno no recuperado. El balance de calor requerido para el reformador es formado por combustión de gas combustible de refinería. La interrupción de la operación de PSA causara que la planta reduzca a lo más mínima su capacidad bajo la acción del sistema de parada de emergencia (EDS). Bajo- bajo flujo del gas de alimentación o baja-baja relación vapor /carbono causará que la operación del reformador se reduzca a un modo de vapor caliente en espera (Hot Steam Standby mode), ver figura 3.3.

La siguiente descripción es para conocer el sistema de control del gas de purga del sistema del PSA: el flujo de gas de purga a los quemadores del reformador está controlada por el controlador de caudal de purga de gas, FIC-83381, con un punto de ajuste (set point) definido por la Unidad de PSA, o por el controlador de presión de gas de purga a los quemadores, PIC-83312. El interruptor manual por sotward (hand switch) HS-83381, es usado para seleccionar entre control de flujo o presión. (ver anexo 3).

La salida de HS-83381, es enviada hacia la válvula de control de flujo FCV-83381, a través de FY-83381, y a la variable del proceso del controlador de posición de la válvula FCV-83381 (ZIC-83382). El objetivo del controlador de posición FCV-

83381, es manipular la válvula de control, PCV-83382 para que la válvula de control FCV-83381 se mantenga en una posición óptima como sea posible.

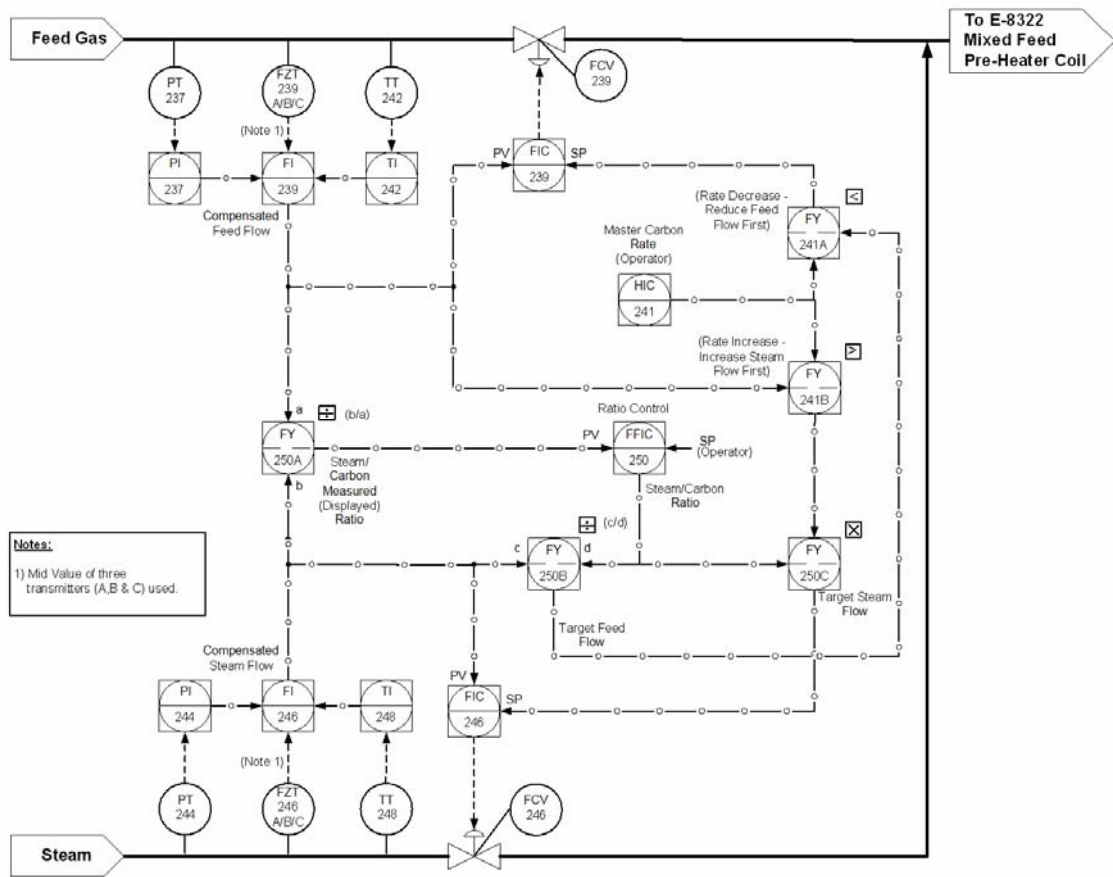


Figura 3.2 Diagrama de Control de la Relación de las Corrientes de Alimentación al Reformador

ZIC-83382 está configurado para ser un controlador integral con constante de entonación lenta, en relación con el flujo de gas de purga / controladores de presión. Un cambio de la salida de FIC-83381 / PIC-83312 será un resultado a un cambio de posición de la FCV-83381, a fin de coincidir con el nuevo valor. ZIC-83382 se ajustará gradualmente hasta ajustar la posición del PCV-83382, lo que dará como resultado un cambio en la medida de las variables flujo/ presión, que serán

corregidos por FIC-83381/PIC-83312, manipulando a FCV-83381, a fin de mantener el flujo / punto de ajuste de presión (set point). Este sistema de control restablece las condiciones de operación que satisfacen tanto el flujo / control de presión de los puntos de ajuste (set point), y la posición de la válvula de control.

El rendimiento del calentamiento en el reformador es controlado para mantener la temperatura del efluente del reformador. El controlador de temperatura del efluente del reformador es TIC-83268. Es un controlador en cascada para las secciones radiación/ convección del reformador en cruce con TIC-83270, el cual está en cascada con el controlador de rendimiento (duty) XIC-83392.

La variable de proceso para el controlador de rendimiento es calculada, como el rendimiento total (duty) entre el gas de purga y el gas combustible que se suministra a los quemadores. El rendimiento (duty) del gas combustible de la refinería para el encendido, leído en FY-83392A (ver anexo 4: PID 3006-2831-FP20820), se calcula multiplicando la corriente de flujo de gas combustible de la refinería desde el Tambor D-8330, medido en FI-83392, por un factor LHV de gas combustible introducido por el operador en HIC-83392. El total del rendimiento (duty) del reformador leído en FY-83392B, es calculado multiplicando el flujo de gas de purga, leído en FI-83381 por una cantidad de gas de purga fijo FY-83392B, y sumándolo con el rendimiento (duty) de gas combustible FY-83392A. El selector manual HS-83392 es usado para controlar el rendimiento (duty) del reformador (XIC-83392) o controlar la presión de salida del gas combustible de cabecera (PIC-83301) para el control de la FCV-83392 a través de FY-83392.

La presión de la cámara de combustión del reformador es controlada por PIC-83269; este controlador manipula la posición del PCV-83269 a la entrada del Ventilador de Tiro Inducido, G-8324. La sección de convección del reformador, esta provista de un controlador de oxígeno del gas efluente de combustión (flue gas) AIC-

83279, quien manipula la posición de las levas del Ventilador de Tiro forzado, G-8325 (ACV-83313), para garantizar la cantidad de oxígeno para lograr una completa combustión.(ver en anexo .3: DTI 3006-2831-FP20805, 3006-2831-FP20809, 3006-2831-FP20810, 3006-2831-FP20811, 3006-2831-FP20812, 3006-2831-FP20818, 3006-2831-FP20819, 3006-2831-FP20820, 3006-2831-FP20822, 3006-2831-FP20828).

3.2.5 Reactor de Cambio de Alta Temperatura D-8325

El efluente del reformador es enfriado a través de la Caldera de Gas de Proceso, E-8326, por levantamiento del vapor. El monóxido de carbono en el efluente del reformador se convierte entonces a anhídrido carbónico e hidrógeno en el Reactor de Cambio de Alta Temperatura D-8325 (HTS). El reactor de HTS opera con una temperatura de entrada de aproximadamente 660°F (630°F en el arranque) y una temperatura de salida de aproximadamente 787°F. El equilibrio de la reacción está favorecido a temperatura baja, mientras la actividad del catalizador se aumenta por incremento de temperatura.

La temperatura de la entrada al reactor HTS se controla por TIC-83344, que manipula una válvula de bypass interno TCV-83344 en la Caldera de Gas de Proceso. Cuando el catalizador de este reactor envejece, la entrada de temperatura aumenta para restaurar la actividad. (ver en anexo 3: DTI 3006-2831-FP20814)

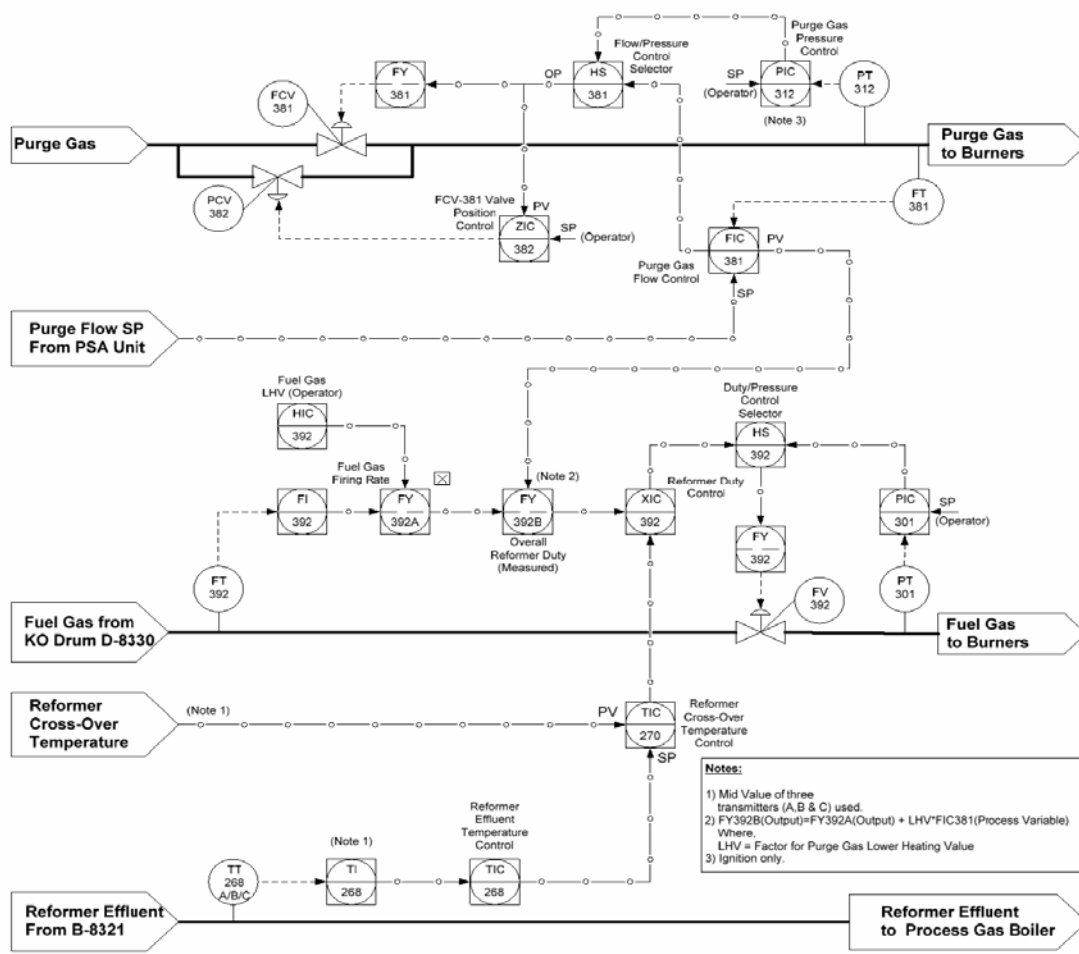


Figura 3.3 Diagrama de Control de las Corrientes en Reformador de Metano

3.2.6 Purificación de Gas del Proceso por PSA M-8321

El gas del proceso que viene del cabezal del Separador de Condensados de Gases del Proceso D-8328, se alimenta a la unidad PSA, M-8321. En la unidad PSA se recupera hidrógeno puro del gas del proceso.

La presión y el flujo de entrada a la unidad PSA están limitados por los controladores PIC-83373 y FIC-83374 (provistos con un set point de alto flujo desde

la Unidad PSA) respectivamente. Estos controladores manipulan el flujo de gas del proceso hacia el mechurrio, PCV-83373 por un selector de salida de alta, PY-83373.

La presión de la corriente del producto del PSA se controla por PIC-83375A. Este controlador manipula el flujo del hidrógeno producido hacia la unidad de Compresión de Hidrógeno (Unidad 78) por medio de PCV-83375A. La presión de la corriente de salida del PSA está limitada por PIC-83375B, que manipula el flujo de producto de hidrógeno hacia el mechurrio, PCV-83375B. El punto de ajuste (set point) del PIC-83375B es más alto que el punto de seteo (set point) del PIC-83375A.

La presión de la corriente del gas de purga del PSA limitada por PIC-83379, que manipula a este flujo de purga hacia el mechurrio por el PCV-83379. Este ventea cualquier exceso de gas no alimentado a los quemadores por FIC-83381/PIC-83312. (ver en anexo 3: DTI 3006-2831-FP20818, 3006-2831-FP20819).

3.2.7 Despojador de los Condesados del Proceso D-8327

Los condensados del proceso desde el Despojador de Condensados de Proceso, son pretratados en el Economizador de Destilados del Condensado, E-8330, antes de entrar al Despojador de Condensados del Procesos, D-8327. El vapor saturado desde el Tambor de Vapor D-8323, es usado para remover casi todo el dióxido de carbono disuelto y otras impurezas (NH_3 , metanol) del condensado del proceso. El condensado de proceso se reutiliza como agua de alimentación a la caldera.

La proporción de vapor en la alimentación de condensados del proceso en el cabezal del Despojador, es controlada a través de FFIC-83344, que establece el punto de ajuste (set point) para el controlador de vapor saturado FIC-83343. El flujo de

vapor saturado del Despojador en FCV-83343, es controlado a través de un selector de señal de alta FY-83343, por alguno de los siguiente controladores: controlador de vapor saturado (FIC-83343) o el controlador de presión de condensados del proceso del cabezal del Despojador (PIC-83342), como se muestra en la figura 3.4. El Despojador de Condensados del Proceso de la parte inferior del Separador de Condensados de Proceso se enfría en el Economizador del Separador del Condensados, entonces es bombeado por la Bomba del Despojador de Condensados de Procesos G-8323 A / B, al precalentador de las aguas de calderas (BFW). El nivel de HP en el Separador de Condensado de Procesos es controlado por el LIC-83341 manipulando el flujo en el despojador de condensado de procesos desde G-8323A/B a través de la válvula de control LCV-83341.

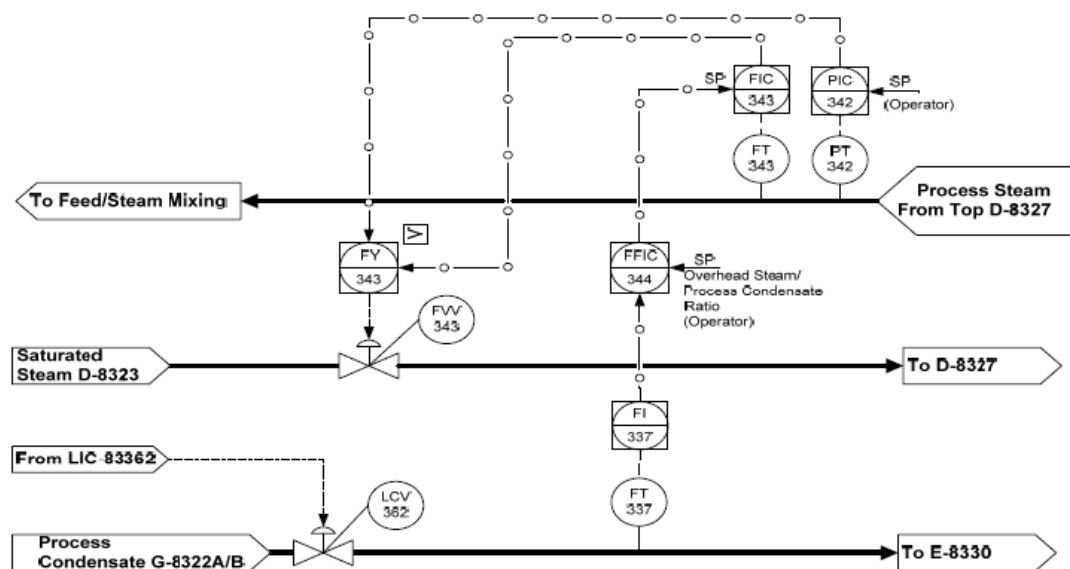


Figura 3.4 Diagrama de Control de los Destilados de Condensados del Proceso

3.2.8 Separador de Gases Condesados del Proceso D-8328

El efluente del Reactor de Desplazamiento de Alta Temperatura se enfría contra el gas de alimentación, el agua que alimenta la caldera y finalmente el aire y el agua de enfriamiento, antes de llegar al Separador de Condensado del Gas del Procesos D-8328.

El Condensado es removido del gas del proceso por enfriamiento en el Separador de Condensados del Gas del Proceso D-8328. El condensado del fondo del separador se alimenta al Economizador Separador de Condensados E-8330, hacia las Bombas de Condensado de Proceso (G-8322A/B). El nivel en el separador se controla por LIC-83362, el cual manipula el flujo del condensado del proceso a D-8327 por LCV-83362. (ver en anexo 3: DTI 3006-2831-FP20817, 3006-2831-FP20824, 3006-2831-FP0825) .

3.2.9 Tambor de Vapor D-8323

La elevación del tambor de vapor permite la circulación natural del flujo a la Caldera de Gas de Proceso y la generación de vapor en la sección de convección del Reformador. Durante el funcionamiento normal de la planta, el agua de caldera (BFW) que fluye al tambor de vapor se controla por un esquema de control de 3 elementos, para minimizar las fluctuaciones en el nivel de agua de tambor de vapor. Durante la operación de arranque (o durante otro escenario de operación donde no haya generación del vapor) el nivel del tambor de vapor puede controlarse manipulando directamente el flujo de aguas de calderas (BFW) (solamente un elemento de control).

Durante el funcionamiento normal de la planta, el control es a través del flujo de vapor saturado del Tambor de Vapor, FI-83332, y la salida del Control de Nivel del Tambor de Vapor, LIC-83329, son introducidos al cálculo feedforward (anexo 1), FY-83354A. La función de FY-83354A es calcular la contribución directa de alimentación positiva o negativa, de FI-83332 y lo suma a la salida del LIC-83329. La salida de FY-83354A esta en cascada con el controlador de agua de alimentación a la Caldera de Condensados, FIC-83354. Por consiguiente, si hay aumento de carga de calor se produce más vapor, FIC-83354 reaccionará para admitir más agua antes de un déficit del nivel, y admite menos agua si hay disminución de carga de calor. Recíprocamente si una perturbación ocurre, para que no se produzca un cambio inmediatamente, en la corriente producida (por ejemplo, si la proporción del baja producción (blowdown) es cambiada) entonces LIC-83329 reaccionará (vía FY-83354A) para restaurar el nivel del tambor aun cuando el flujo de vapor se mantenga. El operador puede seleccionar un solo elemento (el nivel) para el control, a través de HS-83354, ver la figura 3.5. (ver en anexo 3: DTI 3006-2831-FP20813, 3006-2831-FP20815, 3006-2831-FP20816)

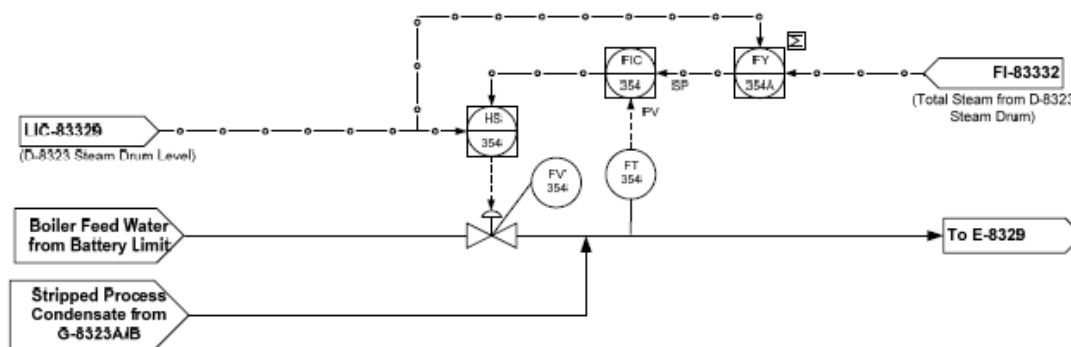


Figura 3.5 Esquema de Control del Tambor de Vapor D-8323

3.3 PRINCIPIOS FUNDAMENTALES PARA UN DISEÑO SEGURO

3.3.1 Funciones Instrumentadas de Seguridad (SIF)

El término Función Instrumentada de Seguridad (SIF) está asociado a los llamados Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS), y es aquella acción que realiza el Sistema de Protección para llevar al sistema o equipo protegido a un estado seguro. Esta función es un conjunto simple de acciones para proteger un sistema o equipo de un peligro específico [17] (ver anexo 1).

Un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS, de sus siglas en inglés), también conocido como Sistema de Parada de Emergencia (ESD y también ESS, ambos de sus siglas en inglés), es un sistema compuesto por sensores, una lógica o “logic solver” y elementos finales de control con el propósito de llevar el proceso a un estado seguro cuando predeterminados valores de variables (como temperatura o presión) son alcanzadas (ver anexo 1).

Las características que permiten reconocer un SIS como tal son las siguientes:

- Es de funcionamiento automático, no debe depender de un operador.
- La instrumentación de entrada está compuesta por sensores y transmisores.
- Todo el SIS (sensores, “logic solver” y elementos finales de control) deben satisfacer un nivel SIL y mantenerse dentro del mismo para cumplir con su función correctamente.

- La activación del SIS se debe a violación de valores predeterminados por parte del proceso.
- Diseño bajo criterio de falla segura.
- Independencia del sistema de control

Además debe cumplir con los lineamientos establecidos en las normas ISA S84 [5] e IEC 61508 [6] creadas específicamente para estos sistemas.

3.3.2 Riesgo

El riesgo (R) está definido por la frecuencia de ocurrencia de un evento no deseable (P) y sus consecuencias en términos de pérdidas (C), ecuación 3.1. En los análisis de riesgo, la medida de las consecuencias (C) está relacionado con la salud (ejemplo: fatalidades, heridos, tanto en planta como en la comunidad) y el impacto económico: pérdida de capital o pérdida de producción. Además, cualquier impacto adverso que pueda ser analíticamente medido, tal como los daños ecológicos o sociales, deben ser usados. Muy a menudo C, debe ser multievaluada debido a que los accidentes pudieran tener diversas consecuencias [6].

$$R = \sum P * C \quad (3.1)$$

Por lo tanto los esfuerzos dedicados a la reducción de riesgos, estarán dirigidos a la disminución de la frecuencia, de su impacto, o de una combinación de estos. En todo caso, el objetivo principal del diseño debe ser seleccionar y aplicar medidas apropiadas de ingeniería y otros recursos, para lograr la reducción del riesgo

hasta un nivel mínimo al menor costo posible. Para ello se diseñará en función de la siguiente secuencia:

- a.* Todo peligro debe ser eliminado o reducido en su fuente, a través de la aplicación de medidas de diseño y usando los materiales y las condiciones de proceso menos peligrosas.

- b.* Si a pesar de haber realizado todos los esfuerzos posibles no se logra eliminar o reducir el peligro en su fuente hasta un nivel de riesgo mínimo, será necesario utilizar sistemas de protección. Estos sistemas deben ser diseñados y construidos cumpliendo con lo establecido en el Manual de Ingeniería de Riesgos de PDVSA, aplicando en primer lugar sistemas pasivos y de ser necesario sistemas activos [15].

Los sistemas pasivos eliminan o reducen el peligro a través del diseño de equipos y procesos que disminuyen la frecuencia o consecuencias del riesgo, sin la necesidad de que un sistema funcione activamente, ejemplo: separación entre equipos e instalaciones, diques de contención, revestimiento contra incendios, etc.

3.3.2.1 Criterio de Tolerancia de Riesgo Individual en PDVSA

La tolerancia del riesgo proveniente de una instalación industrial puede ser evaluada comparando los estimados de riesgo individual anual con los riesgos asociados a ciertas actividades conocidas; al hacer esta comparación se reconoce que generalmente los riesgos a los cuales las personas se encuentran expuestas pueden ser agrupados en dos categorías: voluntarios e involuntarios. Ejemplo de exposiciones voluntarias al riesgo, son actividades tales como, “motocross”, escalar montañas, volar en aviones comerciales o privados, correr automóviles y trabajar en una

instalación industrial. Ejemplos de exposiciones involuntarias a riesgos lo constituyen las descargas eléctricas, enfermedades, huracanes y personas localizadas en áreas residenciales o recreacionales cerca de instalaciones industriales. Respecto a los riesgos de instalaciones industriales, sus trabajadores son clasificados como receptores voluntarios de riesgo y las personas viviendo en áreas residenciales cercanas son clasificadas como receptores involuntarios de riesgo. Se puede pensar que la aceptación voluntaria de un riesgo es aproximadamente el mismo que el de aceptación de la muerte por enfermedad, este valor es aproximadamente 1×10^{-6} fatalidades por persona hora de exposición o asumiendo una exposición continua 8760 horas por año, es $8,76 \times 10^{-3}$ fatalidades por persona año. Así mismo, se estima que el nivel de riesgo tolerable para una exposición involuntaria es una en mil (1:1000) del valor de la exposición voluntaria, es de aproximadamente 1×10^{-6} fatalidades por persona año, o una posibilidad en un millón, ver tabla 3.1.

3.3.2.2 Aplicación de los Criterios de Tolerancia

La comparación de un riesgo con los criterios antes definidos, puede ubicar el nivel de riesgo analizado en cualquiera de los siguientes casos:

- a)** Intolerable: es inaceptable la condición presente y resulta obligatorio adoptar medidas que reduzcan la frecuencia de ocurrencia y/o la severidad de los potenciales accidentes. Es importante agotar en primera instancia todas las posibilidades de medidas de ingeniería conducentes a reducir la frecuencia de ocurrencia del accidente, siendo inaceptable pretender únicamente la adopción de medidas dirigidas a la reducción de consecuencias, ver tabla 3.1.

- b)** Reducible: deben evaluarse las medidas individuales o combinaciones de ellas, mediante la aplicación de un análisis costo-beneficio, que fundamente la justificación económica de las propuestas, a efecto de facilitar la toma de

decisiones. Es aconsejable visualizar todas las opciones de reducción del riesgo, a través de la combinación de medidas de ingeniería y ocurrencia y/o minimización de consecuencias de los posibles accidentes. Dar prioridad a las medidas de ingeniería dirigidas a la reducción de frecuencia de ocurrencia de los eventos indeseables, y luego complementar las mismas con las medidas (de ingeniería o administrativas), que minimicen y atenúen las consecuencias de los mismos.

c) Reducible: deben evaluarse las medidas individuales o combinaciones de ellas, mediante la aplicación de un análisis costo-beneficio, que fundamente la justificación económica de las propuestas, a efecto de facilitar la toma de decisiones. Es aconsejable visualizar todas las opciones de reducción del riesgo, a través de la combinación de medidas de ingeniería y ocurrencia y/o minimización de consecuencias de los posibles accidentes. Dar prioridad a las medidas de ingeniería dirigidas a la reducción de frecuencia de ocurrencia de los eventos indeseables, y luego complementar las mismas con las medidas (de ingeniería o administrativas), que minimicen y atenúen las consecuencias de los mismos.

3.3.2.3 Riesgo Meta o Aceptable en PDVSA

El riesgo aceptable, o lo que conocemos como riesgo meta, en PDVSA, esta definido como el nivel de riesgo permitido para una instalación industrial, este nivel puede ser impuesto por un ente gubernamental o por una cierta política corporativa. Para PDVSA es el nivel de riesgo establecido para las instalaciones a afectar terceros y/o personal propio tabla 3.2.

Tabla 3.1. Criterios de Tolerancia de Riesgo Individual en PDVSA [18]

Riesgo Individual a Terceros	
Etapas	Descripción
$f > 1,0 \times 10^{-5} / \text{año}$	Intolerable
$1,0 \times 10^{-6} < f \leq 1,0 \times 10^{-5} / \text{año}$	Reducible: Aplicación de Análisis Costo–Beneficio–Riesgo
$f \leq 1,0 \times 10^{-6} / \text{año}$	Mínimo
Riesgo Individual a Trabajadores	
Etapas	Descripción
$f > 1,0 \times 10^{-3} / \text{año}$	Intolerable
$1,0 \times 10^{-4} < f \leq 1,0 \times 10^{-3} / \text{año}$	Reducible: Aplicación de Análisis Costo–Beneficio–Riesgo
$f \leq 1,0 \times 10^{-4} / \text{año}$	Mínimo

3.3.2.4 Reducción de riesgo

Todo proceso o instalación industrial tiene un nivel de riesgo asociado. En la mayoría de los casos el riesgo inherente de la instalación es mayor que el nivel de riesgo deseado o meta deseado, por lo que se hace necesario, desde la etapa de diseño, proporcionar capas de protección que realicen la reducción de riesgo necesaria, ver figura 3.6 [18].

3.3.3 Sistemas de Protección (SP)

Se define como Sistemas de Protección (SP) al sistema cuya función es garantizar la seguridad operacional de un proceso. Difiere claramente del Sistema Básico de Control de Proceso (SBCP) el cual es un conjunto de instrumentos encargados de regular las variables que gobiernan el proceso, manteniendo de forma automática estas variables bajo condiciones seguras, cuando estas condiciones

seguras dejan de existir es que actúa el SP. El termino Sistemas de Protección (SP) engloba los conceptos de Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS), Sistemas de Parada de Emergencia (ESD), Sistemas de Detección de Gas y Fuego y otros sistemas que permitan corregir una desviación que coloque en peligro la integridad de la instalación y lleve a la misma a un estado seguro. Por lo general el SP esta compuesto por sensores, un controlador y los elementos finales de control, figura 3.7 [15].

Tabla 3.2. Nivel de Riesgo Meta o Aceptable en PDVSA [15]

Clasificación de la Instalación	Nivel de Riesgo Meta o Aceptable (ocurrencias/año) de acuerdo a la potencialidad de daños
Normalmente atendida y no atendida con potencial de afectar a terceros	10^{-6}
Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10^{-5}
No atendida con potencial de producir pérdidas (costo reposición, pérdida de producción) > 100M \$	10^{-4}
No atendida con potencial de dañar equipos mayores (principales de proceso)	10^{-3}
No atendida con potencial de dañar equipos m (auxiliares de proceso)	10^{-2}

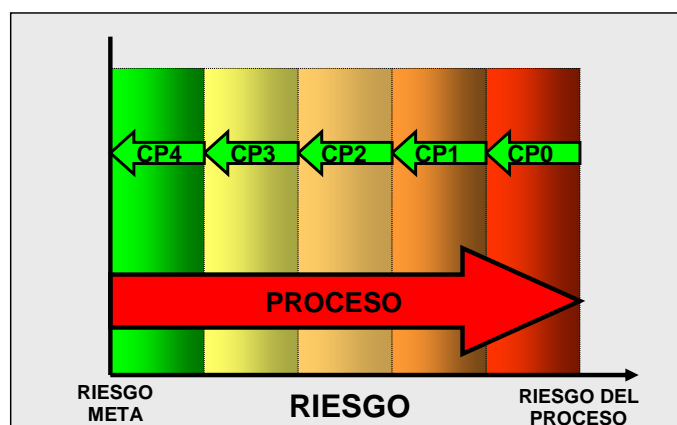


Figura 3.6 Diagrama de Reducción de Riesgo

3.3.3.1 Sensores

Son equipos que proveen las señales provenientes del proceso que se protege. Ejemplo típico de los sensores son los transmisores e interruptores que recogen las condiciones del proceso. Los sensores del SIS deben estar separados del Sistema Básico de Control de Procesos (BPCS), de lo contrario se puede ver comprometida la integridad del sistema de seguridad. Además los procedimientos de prueba, calibración y mantenimiento requeridos para sensores del SIS deben ser más estrictos que los procedimientos para los sensores usados en el SCBP (BPCS) y puede ser impráctico o muy difícil realizar la prueba en línea de dispositivos de campo compartidos. Los sensores inteligentes deben protegerse contra escritura a fin de evitar modificaciones, a menos que una revisión apropiada de seguridad permita el empleo de lectura/escritura y aprobada por PDVSA. Se deben proporcionar metodologías de diagnóstico adecuadas (transmisores analógicos) para los sensores a fin de alcanzar el NIS (SIL) requerido, figura 3.8 [17].

Los sensores deben de estar conectados directamente al sistema lógico, no deben estar conectados a cualquier otro sistema que no sea parte del sistema instrumentado de seguridad. Cuando se usen transmisores inteligentes, se deben establecer procedimientos que: aseguren el correcto uso del modo de salida forzada y que nunca se dejen en ese mismo modo de manera permanente, así como también se deben de establecer procedimientos para realizar cambios en la configuración/calibración de dichos transmisores.

Los requerimientos generales para operación a falla segura que se deben cumplir los sensores son:

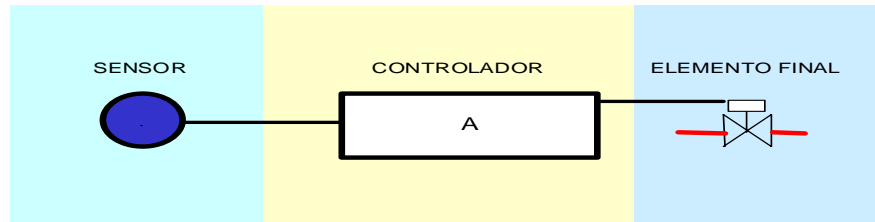


Figura 3.7. Componentes de los Sistemas de Protección (SP)

- a) Durante una operación normal de proceso los contactos de los sensores deben estar cerrados y energizados.
- b) En el caso de falla de energía, las señales de los transmisores deben ir a un estado seguro.
- c) En el caso de usar transmisores, se deben configurar de tal forma que se pueda aprovechar la señal de fuera de rango que normalmente ofrecen los transmisores.

3.3.3.2 Controlador

El procesador o controlador lógico (PES por sus siglas en inglés de “Programmable Electronic System”), el cual establece las acciones que se deben tomar ante las diversas entradas o condición de los sensores. Ejemplo típico del PES son los PLC’s de seguridad, la lógica por cadenas de relés, los equipos triple modular redundantes (“TMR”) y los de diagnóstico total [17].

3.3.3.3 Elementos Finales de Control

Los elementos finales de control son los que actúan sobre las condiciones del proceso y permiten llevar a la planta a una condición más segura para el personal, el medio ambiente y equipos. Ejemplo típico de los elementos finales son las válvulas de bloqueo y venteo.

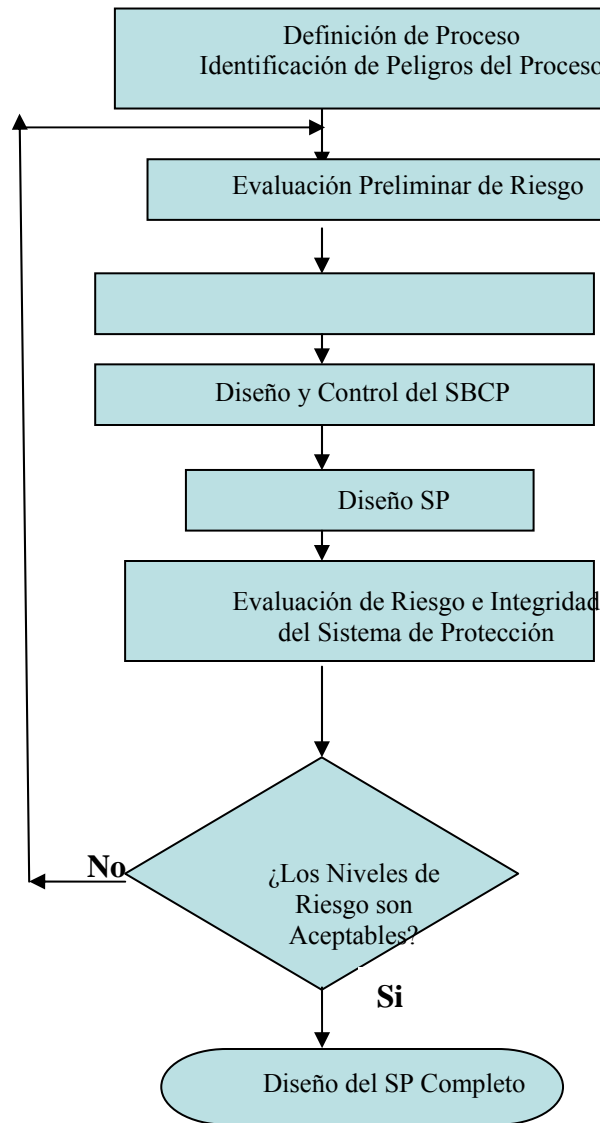


Figura 3.8. Actividades para la Definición de Peligros del Proceso.

Las válvulas deben seleccionarse de acuerdo a las condiciones específicas del proceso y la función deseada. Por lo tanto, está permitido el empleo de válvulas de bola, de mariposa, o algún otro tipo que justifique su uso en aplicaciones de seguridad, el contratista de asegurar que sean bridadas e instaladas de tal forma que

cada brida de la válvula sea conectada a la contrabrida de tubería correspondiente, evitando así la presencia de espárragos que vayan de lado a lado de la válvula. Otros factores que deben considerarse para la determinación de los requerimientos de válvulas son: tiempo de cierre, tipo de cierre, o clase de fuga [17].

3.3.4 Modos de Fallas de los Sistemas de Protección

La función de un sistema de protección es proporcionar seguridad al proceso, garantizando total disponibilidad de actuar cuando se le requiera y solo en el momento que se amerite su operación. Sin embargo, esto no siempre es posible ya que por la misma característica de operación continua y en estado de espera (standby), estos sistemas están sujetos a fallar por desgaste, fatiga o desajuste de los componentes que lo integran. En este tipo de sistemas son conocidas dos formas posibles en que pueden fallar y que les lleva a ser en determinados momentos inconfiables e inseguros.

3.3.4.1 Fallas en Demanda

Las fallas en demanda son aquellas que ocurren cuando cualquier componente del sistema de protección está en alguna forma de falla que no se hace observable, auditable o cualquier otra característica que permita percibir su ocurrencia [17]. Este tipo de falla es considerada peligrosa, ya que el instrumento o instrumentos que la presentan no actúan cuando se necesita que lo hagan, dado que una de las variables del proceso excede sus límites de operación, pudiendo degenerar en incidentes catastróficos. Estas fallas permanecen escondidas hasta que son descubiertas por la implementación de alguna política de mantenimiento (chequeo y reparación de equipos), o por la necesidad de que estos equipos actúen cuando hay una demanda de protección por parte del proceso.

3.3.4.2 Falla Revelada

Este tipo de falla del sistema de protección se presenta cuando los instrumentos que lo constituyen, generan erróneamente una señal de alarma de peligro cuando en realidad el proceso este bien y no amerita su parada de emergencia [18]. A diferencia de la falla en demanda esta no representa ningún peligro serio para el proceso, pero sí afecta de manera considerable la producción, ya que detienen el proceso sin necesidad de ello.

3.3.4.3 Probabilidades de Falla

Los Sistemas de Protección puede fallar de dos maneras: en Demanda o en Forma Segura. Se entiende por PFD la probabilidad de que el Sistema de Protección llegue a una condición en la cual el proceso falle y en el cual el Sistema de Protección sería incapaz de actuar ante una demanda de protección del proceso.

3.3.4.4 Probabilidad de Falla Segura (PFS)

Se entiende por PFS la probabilidad de que el Sistema de Protección actúe sin haber llegado a una condición que requiera la acción del Sistema de Protección. Se dice que esta falla es segura puesto que el sistema de protección actúa interrumpiendo el proceso y llevando al mismo a una condición segura, pero con la penalidad de suspender la producción.

3.4 ÍNDICE DE DESEMPEÑO DE LOS SISTEMAS DE PROTECCIÓN

El desempeño o comportamiento de los Sistemas de Protección puede ser calificado de acuerdo a índices preestablecidos tales como Confiabilidad y Disponibilidad [19].

3.4.1 Confiabilidad (Reliability; R)

Confiabilidad (R) es una medición del éxito y es generalmente definido como la probabilidad que un dispositivo ejecute la función asignada cuando ésta sea requerida siempre que esté dentro de los límites operacionales de diseño. Matemáticamente R tiene una definición precisa “la probabilidad que un dispositivo opere satisfactoriamente en el intervalo de tiempo de cero a t ”.

3.4.2 Inconfiabilidad (Unreliability; F)

Inconfiabilidad (F) es una medición de falla (no éxito), la cual es definida como la probabilidad de que un dispositivo falle en un intervalo de tiempo de cero a t . La relación entre Confiabilidad e Inconfiabilidad es la ecuación 3.2:

$$F(t) = 1 - R(t) \quad (3.2)$$

3.4.3 Disponibilidad (Availability; A)

La disponibilidad se define como la fracción de tiempo en donde un sistema es capaz de llevar a cabo la función para la cual fue diseñado, siempre y cuando exista una demanda por parte del proceso. Un sistema de protección no está disponible si está en falla en demanda o revelada.

3.4.4 Indisponibilidad (Unavaililability; \bar{A})

La indisponibilidad (\bar{A}) se define como la probabilidad de que un componente o el sistema de protección esté en estado fallado en un instante t y no sea posible su actuación si es requerida (está en estado de falla escondida) dada una demanda de seguridad del proceso.

Indisponibilidad, $U(t)$, es una medición de falla, es usada principalmente para sistemas reparables, y es definida como la probabilidad que un dispositivo esté fallado en el tiempo t , ecuación 3.3:

$$U(t) = 1 - A(t) \quad (3.3)$$

3.5 ARQUITECTURA DE LOS SISTEMAS DE PROTECCIÓN

El Sistema de Protección puede lograr el objetivo de reducir el nivel de riesgo de un proceso industrial a través de diferentes combinaciones o arreglos de instrumentos, sensores o elementos finales. Estos arreglos son denominados arquitecturas del sistema. Las arquitecturas más generalizadas en el área de Seguridad son las siguientes:

3.5.1 Arquitectura 1oo1

Esta notación “1oo1” es referida al arreglo de elementos sin redundancia. También esta arquitectura operará y ejecutará una acción cuando cualquiera de los elementos que lo integran así lo determinen (no hay votación ya que no existe más de un elemento similar), figura 3.9.

Si en esta arquitectura “1oo1” el sistema falla con las salidas desenergizadas (válvulas que al contacto fallan abriéndose cuando no es requerido sean cerradas), la falla dará lugar a un paro no requerido (falsa parada o también llamado falla segura), por otra parte si el sistema falla con la salida energizada, la planta continuará operando pero el SP no estará disponible cuando el proceso requiera una parada dando lugar a una falla en demanda (o también llamada falla peligrosa).

Desde el punto de vista de la lógica de operación el sistema se comporta como un interruptor que debe desenergizar el dispositivo de salida abriendo el contacto, así la siguiente figura representa una configuración 1oo1. Si en el modelo presentado el generará una parada no deseada, se estará en una condición de falla peligrosa.

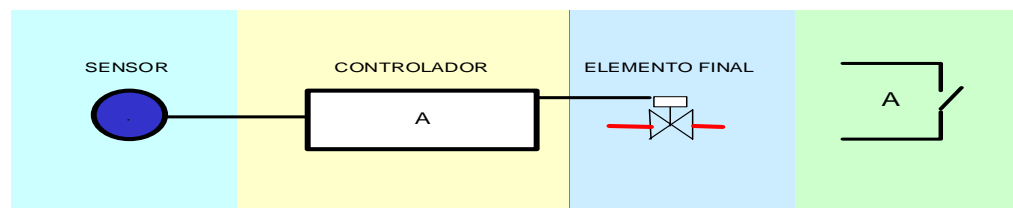


Figura 3.9. Arquitectura 1oo1

3.5.2 Arquitectura 1oo2

Esta notación “1oo2” es referida al arreglo de elementos con un nivel de redundancia con conexión en serie como puede observarse en el modelo de la figura 3.10.

La ejecución de las acciones del SP está basada en que cualquiera de las señales, en cualquier instancia; sensor, controlador o salida, que detecte la necesidad

de ejecutar una acción la realizará, indistintamente del hecho que el segundo elemento (redundante) no haya detectado nada. De esta manera si uno de los elementos de la arquitectura falla, el segundo elemento es capaz de iniciar la acción.

En este modelo se observa que para que el sistema se desenergice sólo es requerido que uno de los contactos abra, y que una falla de condición peligrosa tendrá lugar sólo cuando ambos contactos hayan fallado permaneciendo cerrados (energizado).

Se puede observar que la arquitectura “1oo2” mejora, en comparación con la arquitectura “1oo1” el comportamiento del SP frente a las fallas peligrosas, pero lo desmejora frente a las falsas paradas.

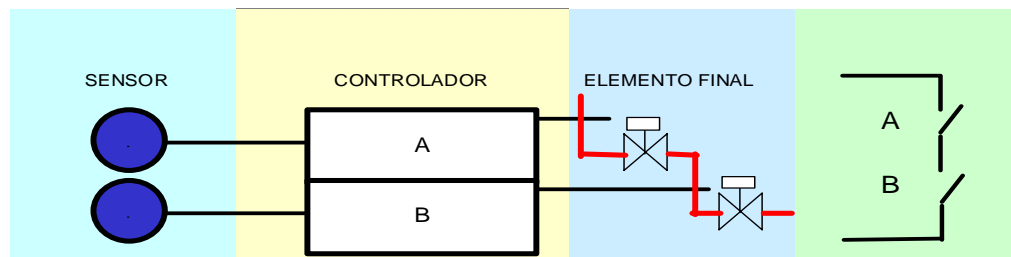


Figura 3.10. Arquitectura 1oo2

3.5.3 Arquitectura 2oo2

Esta notación “2oo2” es referida al arreglo de elementos con un nivel de redundancia con conexión en paralelo como puede observarse en la figura. 3.11. Se puede observar que la arquitectura “2oo2” mejora, en comparación con la arquitectura “1oo1” el comportamiento del SP frente a las falsas paradas, pero lo desmejora frente a las fallas peligrosas.

3.5.4 Arquitectura 2oo3

Esta notación “2oo3” es referida al arreglo de elementos con un esquema de decisión en la operación por votación de mayoría, ver figura 3.12. La ejecución de cualquier acción dependerá del hecho de que al menos dos de los tres elementos del SP coincidan, tanto para mantener la operación como para iniciar una acción de protección.

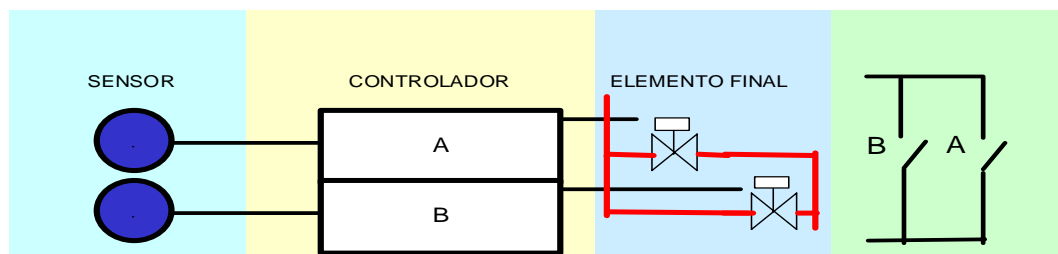


Figura 3.11. Arquitectura 2oo2

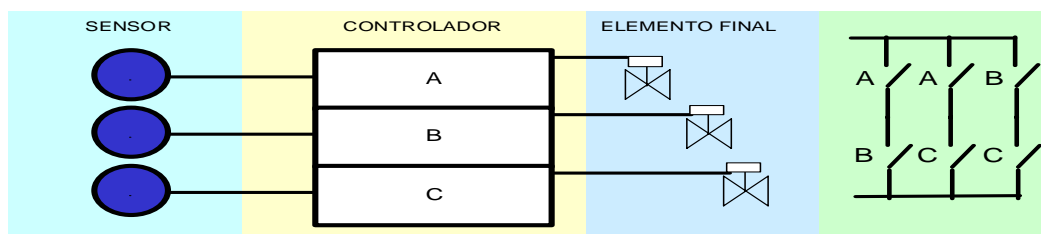


Figura 3.12. Arquitectura 2oo3

Se puede modelar al SIS 2oo3 compuesto por tres ramas llamadas Rama A, Rama B y Rama C (entendiéndose por rama la serie de elementos sensor-logic solver-elemento final).

Puede observarse del modelo que si dos de los elementos (ramas) de sistemas abren, el sistema se desenergizará, por ejemplo, si los contactos A y B

abren y los contactos *c* fallan cerrados, entonces los dos contactos de la izquierda abren (*A* y *B*), en el centro abre el contacto de arriba haciendo discontinuo el circuito central (*A* abre y *C* permanece cerrado), y en la derecha igual condición al del circuito central (*B* abre y *C* permanece cerrado). De este modo los tres circuitos han abierto desenergizando el elemento final.

Para este modelo se observa que en el caso de falla en condición cerrada de una de las ramas de un Sistema 2003, el sistema degrada a un sistema 2002. En el ejemplo anterior si además de haber fallado *c* ahora falla *a*, la rama central no abrirá más ubicando al equipo en una condición de falla peligrosa, pero si es *b* el que falla además de *c*, será la rama de la derecha la que no abrirá más, ubicando igualmente al sistema en condición de falla peligrosa.

3.6 CAPAS DE PROTECCIÓN

Una capa de protección (CP) es cualquier equipo, estructura, o acción de protección existente en un proceso para evitar, contener o mitigar de una forma determinada eventos peligrosos en desarrollo. El número y tipo de Capas de Protección proporciona y reduce un peligro específico. Estos estratos actúan como barreras o capas para detener la propagación de un accidente en particular. La secuencia debe ser detenida usando la menor cantidad de estratos y no permitir que alcance a los últimos estratos o capas más externas, las cuales actúan solo en situaciones extremas.

Cuando ciertos procesos son fuentes substanciales de peligros, que amenazan con afectar a personas, medio ambiente y al resto de la planta, requieren que la integridad de sus estratos de protección incremente, haciéndolos capaces de reducir el alto nivel de riesgo. Aquellas capas de protección con estas características de integridad, y que no son afectados por la falla de otro estrato son conocidos como

capas de protección independientes (CPI) [Independent Protection Layers (IPL)]. Un estrato de protección o combinación de ellos califica de capa de protección independiente cuando:

- a) Una capa proporciona la reducción del riesgo necesario, por un largo tiempo, que como mínimo es de 100 años.
- b) La función de protección es provista con un grado de disponibilidad superior o igual que 99%.
- c) Estos tienen las siguientes características:

c.1) Especificidad: una Capa de Protección Independiente es diseñada solamente para prevenir o mitigar las consecuencias de un potencial evento peligroso (ejemplo: liberación de material tóxico, una pérdida de contaminante o fuego).

c.2) Independencia: una Capa de Protección Independiente debe ser independiente de otra Capa de Protección asociada con el peligro identificado.

c.3) Seguro: se puede confiar en que la Capa de Protección Independiente cumple con la función para la cual fue diseñada.

c.4) Auditables: estos son diseñados para facilitar la validación regular de las funciones de protección.

Solo aquellas capas que satisfacen las exigencias de disponibilidad, especificidad, independencia, seguridad y audibilidad son clasificadas como Capas de Protección Independientes. Hay que aclarar que el Sistema Básico de Control de

Procesos (SBCP) frecuentemente funciona como una Capa de Protección, pero este sistema de instrumentos de múltiples propósitos no satisface la condición de especificidad, ya que su principal propósito es regular el proceso en su operación del día a día. Frecuentemente son hechas modificaciones en los Sistema Básico de Control de Procesos (SBCP), sin que estas causen cambios posteriores en la integridad funcional del sistema de control. De cualquier manera los Sistema Básico de Control de Procesos (SBCP) no deberían ser considerados Capas de Protección Independientes (CPI).

3.6.1 Diseño por Capas de Protección

La seguridad de los procesos descansa en la provisión de capas múltiples de defensa, las cuales comienzan con el diseño del proceso e incluyen el sucesivo establecimiento de sistemas de control, alarmas, sistemas de protección automáticos, sistemas de seguridad y mitigación y planes de respuesta a emergencias y contingencias. Estas capas deben ser diseñadas de forma tal que la falla de una de ellas pueda ser cubierta por la siguiente. Un diseño inherentemente seguro está dirigido a la primera capa, es decir al diseño del proceso. La primera línea de defensa es diseñar un proceso en el cual no ocurran accidentes, o en caso de que ocurran sus efectos sean mínimos. En la medida de que esto se logre se disminuirá la necesidad de proveer capas de seguridad adicionales. En general en todo proyecto típico se pueden definir las siguientes capas de seguridad:

- a. Primera Capa: está referido al diseño de procesos intrínsecamente más seguro.
- b. Segunda Capa: consiste en la dotación de sistemas de control con la intervención activa del operador.

- c. Tercera Capa: consiste en la dotación de sistemas de protección automáticos que requieren verificación de su actuación por parte del operador.
- d. Cuarta Capa: en esta capa se considera la provisión de sistemas de seguridad y mitigación, como por ejemplo: válvulas de seguridad, diques de contención, sistemas de extinción de incendios, etc.
- e. Quinta Capa: en esta última capa se considera el establecimiento de medidas administrativas tales como planes de emergencia y contingencia. En la figura 3.6 se presenta un ejemplo de las Capas de Protección presentes en las plantas modernas, en el orden de activación esperado.

3.6.2 Tipos de Capas de Protección

Las Capas de protección, IPL's, pueden ser clasificadas de varias formas, dependiendo de la forma de su construcción pueden ser pasivas o activas y dependiendo de su forma de actuación pueden ser preventivas o de mitigación.

3.6.2.1 Según su Construcción

a. Pasivas

Una Capa de Protección (IPL) pasiva es aquella que no requiere tomar una acción para realizar su función. Este tipo de IPL's puede lograr cumplir su función si son diseñadas, construidas, instaladas y mantenidas en forma correcta. Las IPL's más comunes de este tipo son los diques de contención, instalaciones con facilidades construidas a prueba de explosión y fuego entre otras. Este tipo de IPL's suelen acreditarse con alto nivel de confianza y con significantes niveles de reducción de consecuencias mayores.

b. Activas

Una Capa de Protección (IPL) activa requiere moverse de un estado a otro en respuesta a un cambio en una condición del proceso (temperatura, presión, etc.). Una IPL activa esta compuesta por lo general por:

- ✓ Un sensor (instrumento, mecánico, humano).
- ✓ Un proceso de toma de decisión. (sistema de control, mecánico , humano).
- ✓ Una acción (automática, mecánica, humana).

3.6.2.2 Según su Forma de Actuar

Cuando se considera como una IPL reducirá el riesgo asociado a un escenario es importante mantener claro que es lo que esa IPL pretende hacer. Algunas IPL pretenden evitar o prevenir la ocurrencia de la consecuencia del evento peligroso. Otras están diseñadas para mitigar o reducir la severidad de la consecuencia ligada a un determinado evento iniciador. Así una IPL de mitigación reduce la frecuencia de ocurrencia de una consecuencia mayor asociada al escenario en el cual se encuentra, permitiendo la ocurrencia de una consecuencia de menor severidad.

a. Preventivas

Estas Capas de protección están diseñadas para prevenir o evitar la ocurrencia de la consecuencia derivada de un evento iniciador. Entre las más comunes tenemos:

- ✓ Sistema básico de control de procesos: En muchos casos es posible que el sistema básico de control de procesos pueda llevar al proceso a un estado seguro.

Este sistema tiene como función principal mantener las variables dentro de ciertas bandas que si bien son para mantener el control de los productos, también es un estado seguro de operación. La acreditación del sistema básico de control como una IPL debe estar soportado en forma correcta de manera que se pueda verificar que el mismo cumple con el nivel de reducción de riesgo necesario y que cumple con las características de una IPL.

- ✓ Sistemas de Alarmas: Si el sistema básico de control falla en llevar a cabo su función de control, un sistema de alarmas puede ser usado para alertar al operador que alguna forma de intervención es requerida por el proceso. El sistema de monitoreo y alarma debe en primer lugar detectar la condición peligrosa tan pronto como sea posible, ser independiente del equipo que esta monitoreando y ser tan sencillo como sea posible para que permita su fácil mantenimiento y operación.

- ✓ Intervención del operador: En algunos casos el operador está en capacidad de devolver el proceso a un estado seguro. El buen desempeño del operador en llevar a cabo esta tarea dependerá en gran manera de su entrenamiento y el tiempo que tenga para realizar una determinada acción.

- ✓ Sistemas instrumentados de seguridad: Si el sistema básico de control y el operador fallan en realizar una determinada acción, automáticamente el sistema instrumentado de seguridad toma el control de la situación. Este tipo de sistema opera en forma totalmente separado, haciendo uso de sus propios sensores y válvulas.

b. Mitigación

Las Capas de Protección de mitigación están diseñadas para contener o minimizar una consecuencia de un evento peligroso una vez que el mismo ha ocurrido. Entre las más comunes están:

- ✓ Sistemas de detección de gas y fuego: Estos sistemas actúan una vez que ya ha ocurrido la consecuencia (fuga de gas o presencia de fuego) con la intención de minimizarla, por ejemplo detectar una fuga en su fase incipiente o detectar y suprimir el fuego antes de que tome proporciones no controlables. Por lo general difieren de los sistemas instrumentados de seguridad en la forma en que están alimentados eléctricamente sus elemento (normalmente desenergizados)
- ✓ Sistemas de contención: Típicamente están conformados por diques de contención los cuales no impiden la ocurrencia de un derrame pero limita al mismo en un área determinada.

3.6.3 Capas de Protección para Sistemas de Protección

La primera fase en el diseño de sistemas de seguridad es identificar los peligros y valorar el riesgo mediante la aplicación de uno o varios métodos de análisis de peligrosidad, entre los cuales se pueden mencionar el Estudio de Peligrosidad y Operatividad, HAZOP, (Hazard and Operability Study / Análisis de Peligros y Operabilidad) y el Análisis de Árbol de Fallas (AAF). En la figura 3.13 se muestran las actividades requeridas en esta etapa de diseño del proceso.

El objetivo de la definición de peligro consiste en identificar todas las secuencias de fallas potenciales que puedan conllevar a un peligro significativo para

especificar los sistemas de protección necesarios para reducir el riesgo de cada evento peligroso a un nivel tan bajo que pueda considerarse seguro el proceso.

3.7 HAZOP

El HAZOP es una técnica de identificación de riesgos, basada en la premisa de que los riesgos, los accidentes o los problemas de operabilidad, se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto a los parámetros normales de operación en un sistema dado y en una etapa determinada.

La técnica consiste en analizar sistemáticamente las causas y las consecuencias de unas desviaciones de las variables de proceso, planteadas a través de unas “*palabras guía*”, para esto se reúne un grupo multidisciplinario para realizar los documentos de al ingeniería en ejecución, como los Diagramas de Flujo de Procesos y los Diagramas de Tubería e Instrumentación [20].

3.7.1 Etapas del HAZOP

Las etapas para la realización del HAZOP, son las siguientes:

3.7.1.1 Definición del Área de Estudio

Consiste en delimitar las áreas a las cuales se aplica la técnica. En una determinada instalación de proceso, considerada como el área objeto de estudio, se definirán para mayor comodidad una serie de subsistemas o líneas de proceso que corresponden a entidades funcionales propias:

- Línea de descarga a un depósito
- Separación de disolventes

- Reactores
- Etc.

3.7.1.2 Definición de los Nudos o Nodos

En cada uno de estos subsistemas o líneas se deberán identificar una serie de nudos o nodos, o puntos claramente localizados en el proceso. Por ejemplo:

- Tubería de alimentación de una materia prima a un reactor
- Impulsión de una bomba
- Depósito de almacenamiento

3.7.1.3 Identificación de los Nudos o Nodos

Cada nudo deberá ser identificado y numerado correlativamente dentro de cada subsistema y en el sentido del proceso para mejor comprensión y comodidad. La técnica HAZOP se aplica a cada uno de estos puntos. Cada nudo vendrá caracterizado por variables de proceso como: presión, temperatura, caudal, nivel, composición, viscosidad, etc, ver tabla 3.3.

La facilidad de utilización de esta técnica requiere reflejar en esquemas simplificados de diagramas de flujo todos los subsistemas considerados y su posición exacta.

3.7.2 Ventajas y Desventajas del HAZOP

3.7.2.1 Ventajas

- ❖ Es una buena ocasión para contrastar distintos puntos de vista de una instalación
- ❖ Es una técnica sistemática que puede crear, desde el punto de vista de la seguridad, hábitos metodológicos útiles.
- ❖ El coordinador y el grupo de trabajo mejora su conocimiento del proceso
- ❖ No requiere prácticamente recursos adicionales, con excepción del tiempo de dedicación.

3.7.2.2 Desventajas

Las modificaciones que haya que realizar en una determinada instalación como consecuencia de un HAZOP, se pueden ver afectadas por criterios económicos.

Depende mucho de la información disponible, a tal punto que puede omitirse un riesgo si los datos de partida son erróneos o incompletos.

Al ser una técnica cualitativa, aunque sistemática, no hay una valoración real de la frecuencia de las causas que producen una determinada consecuencia



Figura 3.13 Esquema de las Capas de Protección

Tabla 3.3 Valores para HAZOP

PALABRA GUÍA	SIGNIFICADO	EJEMPLO DE DESVIACIÓN	EJEMPLO DE CAUSAS ORIGINADORAS
NO	Ausencia de la variable a la cual se aplica	No hay flujo en una línea	Bloqueo; fallo de bombeo; válvula cerrada o atascada; fuga, válvula abierta, fallo de control.
MAS	Aumento cuantitativo de una variable	Más flujo (más caudal)	Presión de descarga reducida, succión presurizada, fuga, lectura errónea de instrumentos.
		Más temperatura	Fuegos exteriores, bloqueo, explosión en reactor, reacción descontrolada
MENOS	Disminución cuantitativa de una variable	Menos caudal	Fallo de bombeo, fuga, bloqueo parcial, sedimentos en línea, bloqueo de válvulas.
		Menos temperatura	Pérdidas de calor, vaporización, fallo de sellado.
INVERSO	Analiza la inversión en el sentido de la variable. Se obtiene el efecto contrario al que se pretende.	Flujo inverso	Fallo de bomba, sifón hacia atrás, inversión de bombeo, válvula antirretorno que falla o está insertada en la tubería en forma incorrecta.
ADEMÁS DE	Aumento cualitativo. Se obtiene algo más que las intenciones de diseño	Impurezas o una fase extraordinaria	Entrada de contaminantes del exterior como aire, agua o aceites, productos de corrosión, fallo de aislamiento, presencia de materiales por fugas interiores, fallos de la puesta en marcha.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Se obtiene solamente una parte de las intenciones del diseño.	Disminución de la composición en una mezcla	Concentración demasiado baja en la mezcla, reacciones adicionales, cambio en la alimentación
DIFERENTE DE	Actividades distintas respecto a la operación normal	Cualquier actividad	Puesta en marcha y parada, pruebas e inspecciones, muestreo, mantenimiento, eliminación de tapones, corrosión, fallo de energía, emisiones indeseadas, etc.

3.8 ANÁLISIS CON ÁRBOL DE FALLAS (AAF)

Este método consiste en identificar combinaciones de fallas de equipos y errores humanos que pueden resultar en un accidente, siendo por tanto una técnica deductiva que a partir de un evento particular, provee la metodología para determinar sus causas. El árbol de fallas en sí, facilita una visión gráfica de las diferentes combinaciones de fallas de equipos y errores humanos que pueden conducir a un accidente. El árbol de fallas es un diagrama lógico deductivo, que parte de un suceso tope particular y se va desarrollando hacia la causa de origen de éste. De una forma sistemática se va desarrollando el suceso tope en los sucesos intermedios que conducen a éste, y a su vez los sucesos intermedios en otros de menor jerarquía, hasta llegar a los sucesos primarios, determinados por el nivel de resolución del análisis posible o deseable. Estas fallas pueden ser usadas en la etapa del diseño para descubrir modos de falla ocultos que resultan de combinaciones de fallas de equipos, igualmente se puede usar para estudiar sistemas críticos, a fin de determinar combinaciones de fallas potenciales que puedan dar lugar a accidentes específicos. Los resultados son cualitativos, pero un árbol de fallas puede ser usado para obtener resultados cuantitativos siempre y cuando se disponga de información estadística adecuada. Para llevar a cabo este método se requiere un conocimiento amplio del funcionamiento del sistema bajo estudio, así como de los diferentes modos de falla y sus efectos en la planta. Los Árboles de Fallas son herramientas excelentes para localizar y corregir fallas. Pueden usarse para prevenir o identificar fallas antes de que ocurran, pero se usan con más frecuencia para analizar accidentes o como herramientas investigativas para señalar fallas. Al ocurrirse un accidente o una falla, se puede identificar la causa raíz del evento negativo. Se analiza cada evento al hacer la pregunta, “¿Cómo es posible que esto suceda?”. Al contestar esta pregunta, se identifican las causas principales y como se interactúan para producir un evento no deseado.

A lo largo de este proceso, se usa un diagrama de árbol para grabar los eventos identificados. Las ramas del árbol terminan cuando estén completos todos los eventos que resultan en el evento negativo.

Se usan símbolos para representar varios eventos y para describir relaciones:

✓ Puerta Y – representa una condición en la cual todos los eventos mostrados debajo de la puerta (puerta de entrada) tiene que estar presentes para que ocurra el evento arriba de la puerta (evento de resultado). Esto significa que el evento de resultado ocurrirá solamente si todos los eventos de entrada existen simultáneamente, figura 3.14.

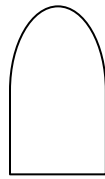


Figura 3.14 Puerta Y

✓ Puerta O – representa una situación en la cual cualquier de los eventos mostrados debajo de la puerta (puerta de entrada) llevarán al evento mostrado arriba de la puerta (evento de resultado). El evento ocurrirá si solamente uno o cualquier combinación de los eventos de entrada ocurren, ver figura 3.15.

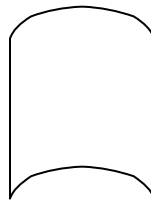


Figura 3. 15 Puerta O

Hay cinco tipos de símbolos para eventos:

- **Rectángulo:** el rectángulo es el principal componente básico del árbol analítico. Representa el evento negativo y se localiza en el punto superior del árbol y puede localizarse por todo el árbol para indicar otros eventos que pueden dividirse más. Este es el único símbolo que tendrá abajo una puerta de lógica y eventos de entrada, ver figura 3.16.

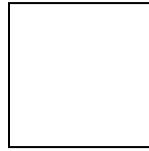


Figura 3.16 Rectángulo

- **Círculo:** un círculo representa un evento base en el árbol. Estos se encuentran en los niveles inferiores del árbol y no requieren más desarrollo o divisiones. No hay puertas o eventos debajo del evento base, ver figura 3.17.

- **Diamante** – el diamante identifica un evento terminar sin desarrollar. Tal evento es uno no completamente desarrollado debido a una falta de información o significancia. Una rama del árbol de fallas puede terminar con un diamante. Por ejemplo, la mayoría de los proyectos requieren personal, procedimientos, y equipo. El desarrollador del árbol tal vez se decida enfocarse en el aspecto de personal del procedimiento y no en los aspectos del equipo o procedimientos. En este caso el desarrollador usaría diamantes para mostrar “procedimientos” y “equipo” como eventos terminales no desarrollados, ver figura 3.18.

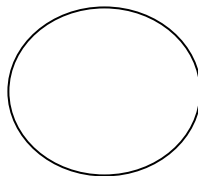


Figura 3.17 Círculo

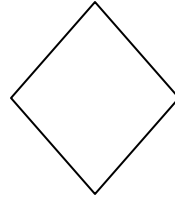


Figura 3.18 Diamante

- Óvalo – Un símbolo de oval representa una situación especial que puede ocurrir solamente si ocurren ciertas circunstancias. Esto se explica adentro del símbolo del ovalo, ver figura 3.19.
- Triángulo – El triángulo significa una transferencia de una rama del árbol de fallas a otro lugar del árbol. Donde se conecta un triángulo al árbol con una flecha, todo que esté mostrado debajo del punto de conexión se pasa a otra área del árbol. Esta área se identifica con un triángulo correspondiente que se conecta al árbol con una línea vertical. Letras, números o figuras diferencian un grupo de símbolos de transferencia de otro. Para mantener la simplicidad del árbol analítico, el símbolo de transferencia debe usarse con moderación, ver figura 3.20.

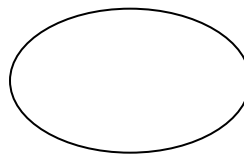


Figura 3.19 Óvalo

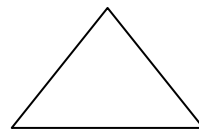


Figura 3.20 Triángulo

3.8.1 Pasos para el Análisis de Fallas con Diagramas de Árbol (FTA)

El análisis con Árbol de Fallas consta de los pasos siguientes:

1. Definir el Evento Superior: para definir el evento superior, se tiene que identificar el tipo de falla que se va a investigar. Esto podría ser lo que haya sido el resultado final de un incidente, tal como el volcarse un montacargas.
2. Determinar Todos los Eventos no Deseados en la Operación de un Sistema: separe esta lista en grupos con características comunes. Varios FTA tal vez sean necesarios para estudiar un sistema completamente. Finalmente, un evento debe establecerse que representa todos los eventos dentro de un grupo. Este evento llega a ser el evento no deseado que se va a estudiar.
3. Conocer el Sistema: se debe estudiar toda la información disponible sobre el sistema y su ambiente. Puede ser de ayuda un análisis de trabajo para determinar la información necesaria.
4. Construir el Árbol de Fallas: este paso tal vez sea el más fácil porque se usan solamente pocos de los símbolos y la construcción práctica es muy sencilla.
5. Validar el Árbol: esto requiere a una persona que sabe mucho del proceso para verificar que el árbol esté completo y exacto.
6. Evaluar el Árbol de Fallas: el árbol ahora necesita examinarse para las áreas donde pueden hacerse mejoras en el análisis o donde tal vez haya oportunidad de utilizar procedimientos o materiales alternativos para disminuir el peligro.

7. Estudiar Cambios Constructivos: en este paso, cualquier método alternativo que se implementen deben evaluarse más. Esto permite que los asesores vean cualquier problema que esté relacionado con el nuevo procedimiento antes de implementarlo, figura 3.21.

8. Considerar Alternativas y Recomendar Pasos: este es el último paso en el proceso donde se recomiendan acciones correctivas o medidas alternativas.

3.8.2 Beneficios de la Técnica

La ventaja principal de los análisis de árbol de falla son los datos valiosos que producen que permiten evaluar y mejorar la fiabilidad general del sistema. También evalúa la eficiencia y la necesidad de redundancia.

3.8.3 Limitación de la Técnica

Una limitación del análisis de árbol de fallas es que el evento no deseado que se está evaluando tiene que ser previsto y todos los factores contribuyentes a la falla tienen que ser anticipados. Este esfuerzo puede llevar mucho tiempo y puede ser muy caro. Y finalmente, el éxito en general del proceso depende de la habilidad del analista involucrado.

3.9 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE EVENTOS (AAE)

Un Árbol de Eventos es un modelo binario, gráfico y lógico que identifica los posibles escenarios que siguen a un evento iniciador. El Árbol de Eventos proporciona cobertura sistemática de la secuencia de propagación del accidente, bien a través de una serie de acciones de sistemas de protección, funciones normales de la planta, o intervenciones del operador.

El árbol comienza en la izquierda con el elemento iniciador al cual se le asocia una frecuencia de ocurrencia. En cada rama del árbol, se le asigna la probabilidad de ocurrencia a cada salida. Finalmente el diagrama muestra todas las posibles salidas y su frecuencia de ocurrencia asociada en el extremo derecho. Un árbol típico es mostrado en la figura 3.22.

La salida del árbol mostrado es calculado usando el teorema de Bayes [14] de probabilidades condicionales, así puede llegarse desde el evento iniciador hasta la salida a través de realizar el producto de la frecuencia del evento iniciador por la probabilidad de ocurrencia del evento que contribuye la propagación.

La principal desventaja de este enfoque está determinada por el hecho de que los mismos escenarios pudieran surgir de otros eventos iniciadores, los cuales pudieran no estar incluidos en el árbol, si el análisis no fue exhaustivo.

El árbol de eventos puede ser usado en la fase de diseño para evaluar accidentes potenciales que resulten de eventos iniciadores. Así mismo, este método podrá ser utilizado en la fase de operación de una instalación a fin de evaluar la compatibilidad de los sistemas de seguridad existentes, o para examinar las consecuencias potenciales de fallas de equipos.

3.10 ANÁLISIS DE CAPAS DE PROTECCIÓN USANDO LOPA

Entre las metodologías para calcular el índice SIL reflejadas en los estándares y normativas IEC 61508/61511 [21 /6] y ANSI-ISA-S84 [5], el análisis LOPA (Layer of Protection Análisis; Análisis de la Capa de Protección) [22], se presenta como la

técnica más exhaustiva por su carácter cuantitativo.

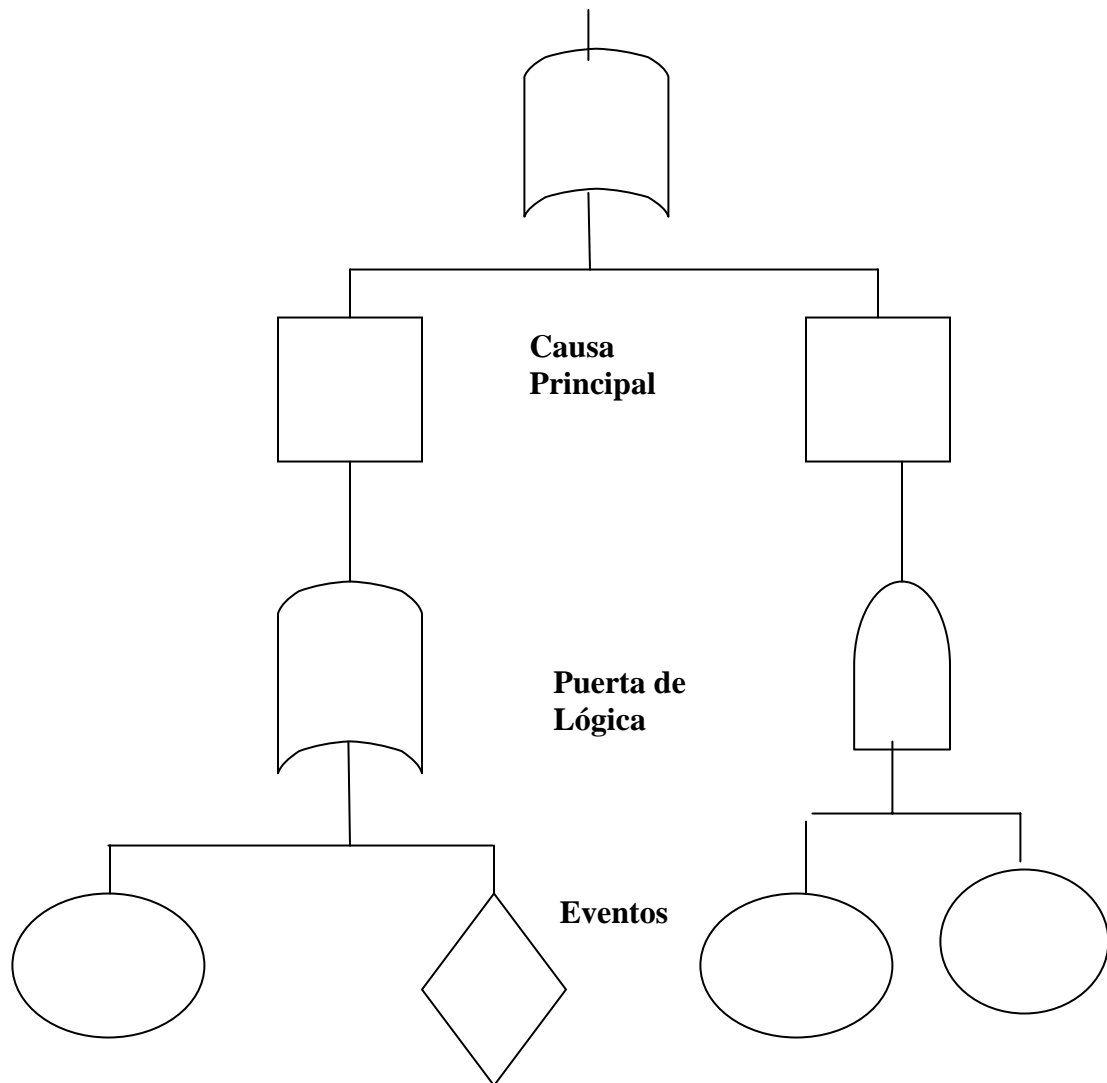


Figura 3.21 Árbol de Falla

Dicha técnica constituye un análisis objetivo de las distintas capas de protección de que dispone un proceso, evaluando el riesgo del mismo y comparándolo con el criterio de riesgo tolerable definido por la propiedad, para decidir si las capas de protección son adecuadas o, por el contrario, si es necesario mejorar las existentes o

introducir capas adicionales. Por todo esto el análisis LOPA se presenta como una técnica que permite una comparación directa de la contribución de las distintas capas de protección del proceso a la reducción del nivel global de riesgo.

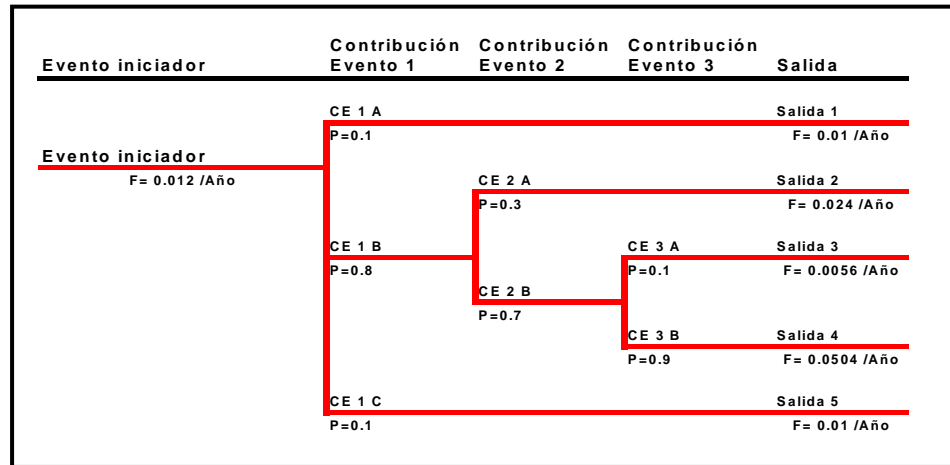


Figura 3.22. Ejemplo de árbol de eventos

Es un método cuantitativo para la verificación de la efectividad de diferentes capas de protección de una instalación, que por lo general es el caso de las plantas de procesos [15]. El riesgo meta de una instalación se calcula en función de las diferentes capas de protección CP1,CP2..CP5 del sistema en estudio, por lo que la ocurrencia del evento peligroso, y por ende el hecho de no alcanzar el riesgo deseado o meta, dependerá de que alguna de las capas de protección no actúe. Esto lo expresa la ecuación 3.4:

$$\text{Riesgo Meta} = \text{Frecuencia de Demanda del Proceso} * \prod_{1}^{i} \text{PFD}_{\text{CPi}} \quad (3.4)$$

Donde, PFD_{Cpi} es la Probabilidad de Falla en Demanda de la iésima Capa de Protección.

El Análisis de Capas de Protección (LOPA) es una variación del análisis basado en árboles de eventos donde solo son consideradas dos posibles salidas. Las posibles salidas son el impacto no deseado o la no ocurrencia del impacto no deseado. Cuando se usa LOPA, el evento iniciador es la frecuencia de ocurrencia de la demanda del proceso, luego de esto existen una serie de posibles caminos de propagación de este evento, a través de la posible falla de cada capa de protección diseñada para ese determinado evento. Para cada camino de propagación existen dos salidas, uno para la propagación continua del evento iniciador y otra para la no propagación del evento iniciador.

LOPA esta limitado a evaluar escenarios de pares simples de causa - consecuencia, esto es que solo se evalúa a la vez la posible ocurrencia de una consecuencia derivada de una solo causa.

Este método representa una categoría intermedia entre los tipos de análisis de riesgo, ya que el mismo no pertenece a los métodos de tipo cualitativo ni cuantitativo, así su principal característica es ser un método intermedio que usa por lo general ordenes de magnitudes de frecuencia de ocurrencias de eventos. Lo que lo hace una herramienta de uso sencillo pero con estimaciones bastante precisas, figura 3.23.

El desarrollo del análisis esta basado en el cumplimiento de los siguientes pasos: estimación de consecuencias, selección del escenario, identificación del evento iniciador y estimación de su frecuencia de ocurrencia, identificación de las capas de protección y estimación de su PFD, estimar el riesgo asociado al escenario, evaluar el riesgo asociado al escenario.

3.10.1 Estimación de Consecuencias

La identificación de escenarios peligrosos por lo general esta basado en consecuencias. Uno de los componentes del riesgo de un escenario es la consecuencia. Para LOPA, las consecuencias son estimadas en un orden de magnitud de la severidad, lo cual requiere poco esfuerzo matemático.

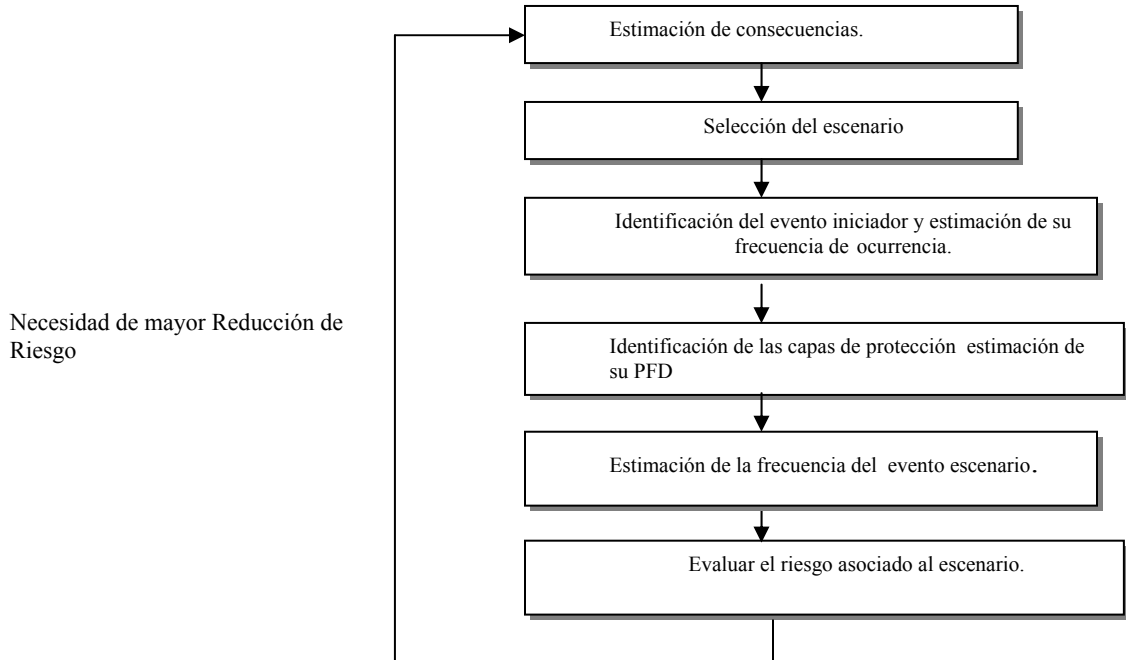


Figura 3.23.Pasos de LOPA

Estas consecuencias típicamente son identificadas en estudios de peligrosidad como HAZOP's. Luego se debe evaluar la consecuencia y estimar su magnitud. Las consecuencias son los salidas o resultados no deseables de un escenario. Así pues, el primer paso para aplicar LOPA es definir el tipo de consecuencia final que se usará en el estudio. La expresión del riesgo depende de quien este realizando el análisis ya

que éste puede estar expresado en el riesgo de exponer a una persona, comunidad, instalación, medio ambiente a una determinada situación de peligro.

La consecuencia más común en la industria petroquímica es la fuga de material peligroso o energía, que pueda derivar en daños directos a las personas, ambiente o instalaciones.

La evaluación de las consecuencias es parte integral del método. Definir cuales consecuencias debe ser evaluadas y cuan rigurosos debe ser la evaluación depende de una serie de factores entre los cuales se pueden nombrar las políticas internas de control y manejo de riesgos, las normas y leyes gubernamentales entre otras.

Existen diversos tipos de evaluación de una consecuencia, entre las cuales tenemos:

- Tamaño de la fuga / Caracterización.
- Estimación cualitativa de daños a personas / Estimación de fatalidades.
- Estimación cualitativa de daños a personas con ajuste de probabilidades postfuga / Estimación de fatalidades con ajuste.
- Estimación cuantitativa del daño a personas / Estimación de fatalidades.

El método de evaluación utilizado debe ser usado en forma consistente por el evaluador.

A. Método 1: Tamaño de la Fuga

Este método consiste en el uso de matrices para diferenciar tipos de consecuencia en varias categorías. El tipo de consecuencias estimadas por este método excluye los posibles daños a personas y se enfoca hacia la caracterización de fugas de sustancias peligrosas y daños a las instalaciones como punto final de la consecuencia. Este es de fácil uso y puede relacionarse rápidamente con matrices de valoración de riesgo de las organizaciones que pretendan emplear el método. Un ejemplo de la categorización del riesgo se muestra en la tabla 3.4.

B. Método 2: Estimación Cualitativa de Daños a Personas.

La consecuencia de interés estimada en este método es medido como impacto a personas, pero llegando a los valores de resultados usando solamente el juicio cualitativo. Para cada escenario el evaluador deberá estimar el impacto sobre las personas de un posible evento peligroso usando experiencias pasadas y otras informaciones relacionadas al evento, como la caracterización de fugas y otros.

La principal ventaja de este método es su sencillez y que sus resultados pueden ser comparados directamente con los criterios de valoración de riesgo de las organizaciones que pretendan emplear el método, ya que muchas organizaciones usan el daño a personas como criterio de tolerancia de riesgo. Muchas veces es más sencillo entender el riesgo asociado a un escenario a través de una expresión de daños a personas que en el tamaño de una fuga.

La desventaja del método es que por estar basado en juicios cualitativos, la severidad de un mismo escenario puede variar mucho entre evaluadores diferentes y que las organizaciones necesitan de ciertos juicios de frecuencias para los elementos de ajuste (ignición, explosión, presencia del personal en el área de peligro).

Tabla 3.4. Categorización del Riesgo por el Método 1 [20]

Características de la fuga	Tamaño de la fuga					
	Fuga de 1 - 10 Libras	Fuga de 10 - 100 Libras	Fuga de 100 - 1000 Libras	Fuga de 1000 - 10000 Libras	Fuga de 10000 - 100000 Libras	Fuga sobre 100000 Libras
Extremadamente tóxico sobre el P.E.A	Categoría 3	Categoría 4	Categoría 5	Categoría 5	Categoría 5	Categoría 5
Extremadamente tóxico bajo el P.E* o altamente tóxico sobre P.E.A.	Categoría 2	Categoría 3	Categoría 4	Categoría 5	Categoría 5	Categoría 5
Altamente tóxico bajo P.E.A. o inflamable sobre P.E.A.	Categoría 2	Categoría 2	Categoría 3	Categoría 4	Categoría 5	Categoría 5
Inflamable Bajo P.E.A.	Categoría 1	Categoría 2	Categoría 2	Categoría 3	Categoría 4	Categoría 5
Combustible liquido	Categoría 1	Categoría 1	Categoría 1	Categoría 2	Categoría 2	Categoría 3

C. Método 3: Estimación Cualitativa de Daños a Personas con Ajuste de Probabilidades Postfuga

Este método se basa en el método 2 antes descrito. En éste una vez estimada cualitativamente la consecuencia se realiza un ajuste de la frecuencia del evento a través del uso de los valores de probabilidad de ocurrencia de los siguientes hechos:

- Que el evento resulte en una nube de sustancia inflamable o tóxica.
- Que para la nube inflamable exista una fuente de ignición

- Que un individuo esté presente en el área de ocurrencia del evento.
- Que el individuo experimente un daño mortal.

Este método es muy útil para comparaciones directas con criterios de tolerancias de riesgo de algunas organizaciones y el ajuste de frecuencia permite tener una estimación del riesgo más realista y preciso.

Su ventaja principal es el grado de certidumbre que el mismo ofrece y su desventaja principal es el nivel de sofisticación de los análisis realizados que resulta desproporcionado con la característica simplista LOPA. Este método es típicamente usado en métodos de análisis de riesgo meramente cuantitativos en escenarios bastantes complejos.

D. Estimación Cuantitativa del Daño a Personas

Este método es similar al método 3 presentado anteriormente, con la diferencia que se usan análisis detallados para determinar los efectos de una fuga sobre las personas e instalaciones. Éste envuelve el uso de modelos matemáticos complejos como la simulación matemática del comportamiento de las fugas.

La tabla 3.5 presenta una muestra de la categorización de las consecuencias usando este método.

3.10.2 Selección del Escenario

Un escenario es un evento no planificado o secuencia de eventos que resulten en una consecuencia no deseable. Cada escenario esta compuesto al menos por dos elementos:

- Un evento iniciador (falla de instrumentación) que desencadena una un serie de eventos y
- Una consecuencia (sobrepresión, fuga de material tóxico/inflamable) que resulta si los eventos desencadenados continúan su propagación sin alteración.

Así, LOPA es aplicado a un escenario a la vez. El escenario para LOPA esta compuesto por un simple par de causa – consecuencia (ver figura 3.24). Si un evento iniciador puede derivar en varias consecuencias, solo debe ser evaluado un par causa – consecuencia a la vez.

Adicionalmente al evento iniciador y a la consecuencia, un escenario puede incluir:

- Eventos habilitadores o condicionales, que tiene que ocurrir antes o durante el evento iniciador para que la consecuencia pueda darse. Ejemplo de los eventos habilitadores son la probabilidad presencia de fuentes de ignición o de personal en el área de peligro.
- Falla de las capas de protección (bien sea resguardos o capas independientes de protección) (ver figura 3.25).

Tabla 3.5. Categorización del Riesgo por el Método 2 [18]

Consecuencia baja	
Personal	Menor o ningún daño, sin pérdida de tiempo.
Comunidad	Menor o ningún daño.
Ambiente	Evento sin notificación a ente gubernamental.
Facilidad	Mínimo daño a equipos estimado en menos de \$ 100.000 y sin pérdidas de producción.
Consecuencia media	
Personal	Daños individual, no severo; posible pérdida de tiempo.
Comunidad	Queja del publico por olor o ruido.
Ambiente	Evento con notificación a ente gubernamental.
Facilidad	Daños a equipos valorados en más de \$ 100.000 y mínima pérdida de producción.
Consecuencia alta	
Personal	Uno o más daños severos.
Comunidad	Uno o más daños menores.
Ambiente	Fuga severa con serio impacto fuera de la instalación.
Facilidades	Daño mayor a las áreas de proceso estimados en \$ 1.000.000 y algunas pérdidas de producción.
Consecuencia muy alta	
Personal	Una fatalidad o daño permanente.
Comunidad	Uno o mas daños severos.
Ambiente	Fuga severa con serio impacto fuera de la instalación con posibles efectos , no inmediatos, sobre la salud.
Facilidad	Mayor o total destrucción de áreas de procesos estimados en mas de \$ 10.000.000 con pedidas de producción significantes.

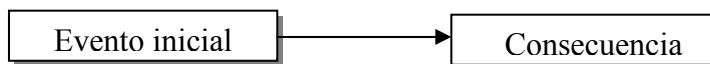


Figura 3.24 Elementos básicos de un escenario en LOPA.

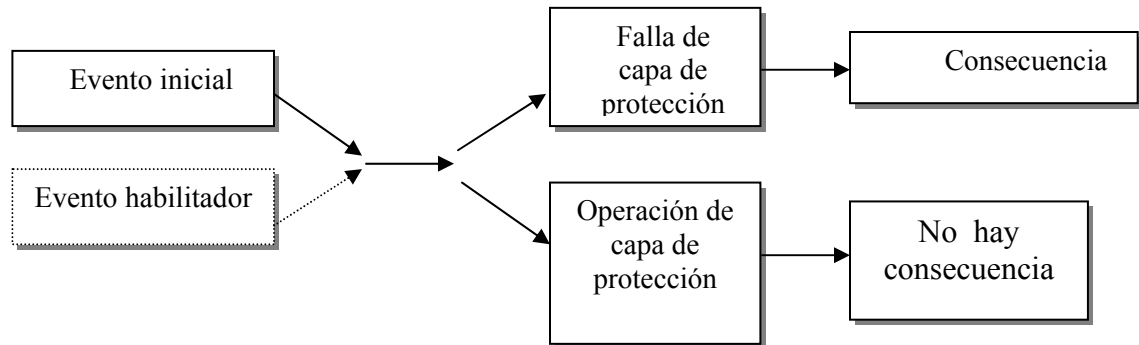


Figura 3.25. Elementos de un escenario en LOPA

3.10.2.1 Identificación de Posibles Escenarios

La fuente más común de identificación de escenarios son las evaluaciones de peligrosidad desarrolladas y documentadas para una instalación existente y que son creados durante la etapa de diseño o de modificaciones de los procesos. El propósito de las evaluaciones de peligrosidad es identificar, valorar y documentar los peligros asociados a un proceso o instalación. Una fuente típica de evaluaciones de peligrosidad son los HAZOP's. Otras fuentes de identificación de escenarios son la declaración de incidentes, condiciones anormales de operación de plantas, requerimiento de manejos del cambio, revisión de sistemas de protección.

3.10.2.2 Desarrollo del Escenario

Una vez identificado el escenario, éste debe ser desarrollado y documentado hasta un grado de fácil entendimiento de los eventos y capas de protección asociados al mismo.

La documentación de la información relacionada a un escenario es de gran importancia, ya que para su desarrollo se requiere de un conocimiento exhaustivo de como el evento ocurre y como el mismo puede propagarse hasta llegar a convertirse en una consecuencia, por lo que todos los aspectos relacionados al escenario en cualquiera de las etapas que lo conforman deben ser cuidadosamente documentados.

Después de identificado el evento iniciador, el analista debe determinar si existen eventos habilitadores o condicionales para la ocurrencia de una consecuencia, así como también identificar las potenciales capas de protección que están relacionadas al escenario. Luego se debe verificar que la consecuencia se ajuste a una de las categorías de los métodos de estimación de consecuencia usada por LOPA, para mantener la consistencia necesaria para el desarrollo del método.

3.10.2.3 Identificación del Evento Iniciador y Estimación de su Frecuencia de Ocurrencia

Para LOPA cada escenario tiene un único evento iniciador, la frecuencia del mismo es normalmente expresado en eventos por años o eventos por cada millón de horas.

Los eventos iniciadores pueden ser clasificados en tres tipos:

- Eventos externos como terremotos, huracanes, sabotaje, terrorismo u otro que sea externo a la instalación pero pueda afectarla.

- Falla de equipos como fallas en los sistemas de control e instrumentación o fallas mecánicas asociadas a los equipos de proceso bien sea por corrosión, defectos de fabricación vibración entre otros.
- Fallas humanas como error en la operación, mantenimiento o programación.

Todos estos eventos pueden desencadenar un evento peligroso con una cierta consecuencia no deseada. Todos los eventos iniciadores deben ser verificados y validados por el evaluador tomando en cuenta los modos de operación de la instalación (operación normal, arranque y parada) y los modos de operación de los equipos (operación normal, mantenimiento).

Los eventos habilitadores o condicionales también deben ser verificado y validados ya que los mismos pueden afectar la propagación de un evento iniciador. Los eventos habilitadores vienen expresados en términos de probabilidades, que pueden ser usados para modificar la frecuencia de un evento iniciador.

3.10.2.4 Estimación de la Frecuencia del Evento Iniciador.

La frecuencia de ocurrencia del evento iniciador es un aspecto importante del estudio de un escenario y existen diferentes fuentes de donde pueden obtenerse los valores estimados de frecuencia para un evento iniciador, entre las más comunes tenemos:

- Datos derivados de estudios en plantas industriales como lo son OREDA [23], o bases de datos de la propia organización que desarrolla el estudio, entre otros.

- Experiencia dentro de la organización o empresa en donde se desarrolla el estudio. En casos muy específicos la fuente más confiable suele ser la experiencia del operador o mantenedor de la instalación.

- Datos derivados de los fabricantes, que generalmente son optimistas.

Cuando la causa es debida a la falla de múltiples componentes, el uso de la técnica de árbol de fallas puede ser apropiado para la obtención de una frecuencia de ocurrencia del evento iniciador.

La selección de las ratas de fallas debe tener en cuenta ciertos aspectos:

- Las ratas de fallas deben ser consistentes a lo largo del estudio y sobre todo consistente con el criterio de tolerancia de riesgo de la organización.

- Todas las ratas de falla usadas deben provenir del mismo rango de valores (valores altos, medio o bajos de la fuente de información).

- Las ratas de falla seleccionadas deben guardar relación con al instalación donde se realiza el estudio. Si existe datos históricos en la misma instalación estos deben ser usados si existen suficientes datos como para hacer que la fuente sea confiable.

La forma estándar de expresar frecuencias en LOPA es en eventos por año. La frecuencia de ocurrencia de un evento debe ser ajustada con los valores derivados de la existencia de eventos habilitadores o condicionales, que viene expresado en probabilidad de ocurrencia (ignición, explosión, presencia de persona en el área de peligro).

3.10.3 Cuándo se Utiliza LOPA?

LOPA puede ser utilizado en cualquier punto del ciclo de vida de un proyecto o proceso, pero es más rentable cuando se aplica en la fase en que están listos el Diagrama de Flujo de Procesos (DFP) y los Diagramas de Tuberías e instrumentación (DTI ó P&ID). Para los que comienzan los procesos, LOPA se aplica típicamente como parte de un HAZOP, o después que el HAZOP ha sido completado. El HAZOP proporciona al equipo de LOPA una lista de escenarios de riesgo / consecuencia asociada con la descripción y las garantías posibles para la consideración del estudio.

3.10.4 Estimar el Riesgo Asociado al Escenario

De manera general la estimación de la frecuencia de ocurrencia de un evento no deseado viene dado por la ecuación 3.5:

$$\text{Riesgo Meta} = \text{Frecuencia de Demanda del Proceso} * \prod_{1}^{i} \text{PFD}_{\text{Cpi}} \quad (3.5)$$

Donde, PFD_{Cpi} es la Probabilidad de Falla en Demanda de la i ésima Capa de Protección.

Así, la frecuencia del evento iniciador se multiplica por el producto de las PFD de las IPL's asociadas a ese escenario. Esta ecuación es válida si la frecuencia del evento iniciador es menor a dos veces la frecuencia de prueba de la primera IPL.

En el caso de que existan eventos habilitadores, la probabilidad de ocurrencia de los mismos influirá en el resultado de la estimación de la frecuencia de ocurrencia del evento no deseado, por lo que la ecuación 3.6 se transforma como sigue.

$$\text{Riesgo Meta} = \text{Frecuencia de Demanda del Proceso} * \prod_{1}^{i} \text{PDF}_{\text{Cpi}} * \prod_{1}^{i} \text{PEHi} \quad (3.6)$$

Cada escenario deberá ser evaluado individualmente, aún si estos escenarios tienen la misma consecuencia. La frecuencia de ocurrencia de la consecuencia puede ser aproximada, si las frecuencia de ocurrencias de la consecuencia de cada escenario contribuyente es lo suficientemente pequeña, usando la ecuación 3.7

$$\text{Consecuencia Final} = \sum_{i=1}^I \text{consecuencia individuales} \quad (3.7)$$

3.10.5 Evaluar el Riesgo Asociado al Escenario.

La evaluación del riesgo del escenario estudiado es necesaria para verificar si el escenario cumple con los niveles de riesgos considerados tolerables por la organización que realiza el LOPA, para luego realizar la toma de decisión de si el proceso requiere o no una medida adicional de reducción de riesgo. Esto lo expresa la relación matemática 3.3.

Existen tres tipos básicos de criterios de evaluación de riesgo que pueden ser usados en conjunto con LOPA:

- ❖ Comparación directa del riesgo calculado con un determinado criterio de tolerancia de riesgo valido para la organización que realiza el estudio.
- ❖ Uso de juicio de expertos en materia de seguridad y estimación de riesgo.
- ❖ Comparación relativa de valores de reducción de riesgo entre varias alternativas.

Para la evaluación del riesgo de un escenario existen varios métodos, entre los cuales se encuentran:

- Método de la matriz: la matriz de riesgo es un método generalizado que visualmente muestra la frecuencia tolerable para un escenario basado en la severidad de su consecuencia. Esta puede trabajar en conjunto con la categorización de la consecuencia descrita en el paso número 1 del método LOPA.
- Método de criterio numérico: algunas organizaciones ya han determinado el valor de riesgo máximo tolerable para sus instalaciones. De esta manera se realiza una comparación directa entre el riesgo asociado al escenario con el criterio predefinido.

3.11 DETERMINACIÓN DEL NIVEL DE INTEGRIDAD DE SEGURIDAD

Los Niveles de Integridad de Seguridad (o mejor conocido como nivel SIL, de las siglas en inglés de Safety Integrity Level) definen el grado de seguridad que ofrece un sistema. Estos no son más que indicadores cuantitativos del desempeño esperado de los sistemas de control y reducción de riesgos de los procesos. Estos valores establecen cuales deben ser los requerimientos mínimos de Disponibilidad de Seguridad y Probabilidad de Falla en Demanda (PFD) que deben poseer los Sistemas de Protección (SP) para garantizar un desempeño aceptable, dado un nivel específico de riesgo del proceso.

La clasificación del Nivel SIL es establecida por estándares mundiales que se encargan de lo relacionado con el control y regulación de la seguridad en procesos que representen peligros potenciales. Existen diferentes tendencias en cuanto a la jerarquización de los diferentes niveles de integridad de seguridad, por ejemplo el estándar IEC 61508 [21] establece 4 niveles, donde la disponibilidad de cada nivel esta dada en forma creciente; es decir, al nivel 1 le corresponde la disponibilidad

menor y al 4 la mayor, con la diferencia de que en esta clasificación el nivel 4 es de solo aplicación en la industria aeronáutica y en la industria nuclear; mientras que el estándar ANSI/ISA S84.01 [5] clasifica los SIL partiendo desde el nivel 0 cuyo aplicación es exclusiva para sistema que poseen SBCP para proporcionar las funciones de seguridad y control del proceso hasta un nivel SIL 3 como el máximo.

La clasificación de los SIL que se presenta en este proyecto, es la establecida por los estándares internacionales: ANSI/ISA S84.01[5] (ampliamente utilizada en los Estados Unidos de América) y la IEC 61508 [21] (utilizada en la Unión Europea), los cuales hoy son tomados en cuenta como los normativas patrón en el diseño de sistemas seguridad. Estos estándares han establecido de tres a cuatro categorías de integridad de seguridad principales (SIL 1, 2, 3 y 4). Estos niveles están dados en función de valores crecientes de disponibilidad de operar ante una demanda, tabla 3.5, o en función de la probabilidad que tiene éstos de fallar ante demandas del proceso (también conocidas como fallas escondidas o peligrosas).

3.11.1 Selección del Nivel de Integridad de Seguridad

La selección del SIL es hecha en etapas tempranas del diseño de un proceso y está basada en una previa evaluación cualitativa por parte del grupo que analiza la seguridad del proyecto a desarrollarse, de tres parámetros de los eventos peligrosos, tales como: la severidad de la consecuencia del evento peligroso, la probabilidad de ocurrencia del evento y el número de CPI (Capas de Protección Independiente) necesarios para eliminar las causas de eventos peligrosos. El mínimo número de CPI requeridas para eliminar las causas de un riesgo son derivados de las políticas de seguridad de la empresa.

Tabla 3.6 Disponibilidad Requerida para Cada SIL [15]

Nivel de integridad de Seguridad	1	2	3
Requerimientos	Requerimientos de Disponibilidad		
	0,9 a 0,99	0,99 a 0,999	0,999 a 0,9999
	Rangos de Probabilidad de Fallar en Demanda		
	0,1 a 0,01	0,01 a 0,001	0,001 a 0,0001

Una metodología que frecuentemente se emplea para la selección del SIL de un sistema, consiste sencillamente en relacionar en una matriz llamada Matriz de Nivel de Integridad de Seguridad, figura 3.26, las características del evento peligroso: severidad y probabilidad del evento peligroso mas catastrófico (previamente determinados por el grupo que analiza la seguridad en el proyecto), con la cantidad de dispositivos de seguridad (CPI) requerido por el proceso.

3.12 PROBABILIDAD DE FALLA EN DEMANDA EN SISTEMAS DE PROTECCIÓN.

La probabilidad de falla en demanda (PFD) o indisponibilidad (\bar{A}) se define como la probabilidad de que un componente o el sistema de protección esté en estado de falla en un instante t y no sea posible su actuación si es requerida (está en estado de falla escondida) dada una demanda de seguridad del proceso. La indisponibilidad (\bar{A}) es el término usado para cuantificar las acciones de seguridad de un sistema de protección y representa la fracción del tiempo total de operación durante la cual el sistema de protección está fuera de servicio o en falla y no puede cumplir con su función, este término también se utiliza para medir la efectividad de los sistemas de protección (integridad de seguridad).

NUMERO DE EPI's	↑	3	*	*	*	*	*	*	*	SIL 1	SIL 1
		2	*	*	SIL 1	*	SIL 1	SIL 2	SIL 1	SIL 2	SIL 3
		1	SIL 1	SIL 1	SIL 2	SIL 1	SIL 2	SIL 3	SIL 3	SIL 3	SIL 3
			Mínima	Reducible	Intolerable	Mínima	Reducible	Intolerable	Mínima	Reducible	Intolerable
		Probabilidad del Evento			Probabilidad del Evento			Probabilidad del Evento			
			Severo		Mayor		Catastrófico				
			SEVERIDAD DEL EVENTO PELIGROSO								
			* No requiere sistema de protección SIL = Nivel de Integridad de Seguridad EPI = Estrato de protección Independientes								

Figura 3.26. Matriz de Nivel de Integridad

3.12.1 Índices Cuantitativos para la Evaluación de PFD

a) Tiempo Promedio de Reparación (\bar{r}): es el tiempo promedio, en horas de duración, de la reparación de un instrumento después de experimentar o detectársele una falla. El valor aproximado del tiempo promedio para reparar puede determinarse mediante la ecuación 3.8, donde: n es el número de fallas del elemento dado, y r_i es el tiempo de duración de la reparación.

$$\bar{r} = \frac{\sum_{i=1}^n r_i}{n} \quad (3.8)$$

b) Tiempo Promedio Entre Fallas (MTBF): es el tiempo promedio de exposición entre fallas consecutivas de un componente. Este puede obtenerse dividiendo el

tiempo total de tiempos entre fallas (MTTF) y reparación (r_i) por el número de fallas, siempre y cuando hayan ocurrido suficientes fallas durante ese período, ecuación 3.9

$$MTBF = \frac{\sum_{i=1}^n m_i}{n} + \frac{\sum_{i=1}^n r_i}{n} = MTTF + \bar{r} \quad (3.9)$$

Los valores de MTBF generalmente son obtenidos aplicando la expresión anterior, cuando se tienen los registros históricos de fallas de los equipos que se le desea determinar. Sin embargo, esto no siempre es posible ya que las personas de las empresas encargadas de mantenerlas, no implementan dentro de sus estrategias de mantenimiento políticas de recolección de datos de las fallas de sus equipos. Particularmente esto se observa en instrumentos o equipos menores de la instrumentación de control y protección de equipos o procesos. En vista de esta situación la mayoría de las personas que realizan este tipo de estudio (evaluaciones de Disponibilidad y Confiabilidad de instrumentos de un SP), se ven en la necesidad de recurrir a los fabricantes de estos equipos para solicitarles los valores de los MTBF de sus equipos, que si se quiere no es el valor real, pero sí una aproximación valedera para las condiciones particulares de la planta de proceso industrial en estudio.

c) Tasas de fallas: la tasa de fallas (λ) expresa cuantitativamente el número total de fallas (n) de un componente por unidad del tiempo de observación (T_o), donde el tiempo de observación se expresa en años y la tasa de fallas general expresada en horas inversas ($1/h$), ecuación 3.10 .

$$\lambda = n/T_o \quad (3.10)$$

Frecuentemente la tasa de falla se mide como la velocidad de aparición de fallas en un intervalo t_1 a t_2 y se expresa como el inverso del tiempo promedio para

fallar ($1/MTTF$) o como el inverso del tiempo medio entre fallas ($1/MTBF$), esto se explica de la siguiente manera:

Suponiendo que un equipo puede tener n ciclos de fallas y reparación, donde cada reparación tiene una duración r_i y un tiempo para fallar de duración m_i , ambos tiempos son medidos en años.

Entonces el tiempo de observación será igual a la ecuación 3.11:

$$T_o = \sum_{i=1}^n m_i + \sum_{i=1}^n r_i = n \cdot \bar{m} + n \cdot \bar{r} \quad (3.11)$$

Donde \bar{m} es el tiempo promedio para fallar (MTTF) y se calcula con la ecuación 3.12:

$$\bar{m} = \frac{1}{n} \cdot \sum_{i=1}^n m_i \quad (3.12)$$

y \bar{r} representa el tiempo promedio de reparación y se expresa como la ecuación 3.13, por lo tanto

$$T_o = n(\bar{m} + \bar{r}) \quad (3.13)$$

Sí sustituimos la ecuación 3.12 en la ecuación 3.13 y considerando que el tiempo promedio de reparación es mucho menor que el tiempo promedio para fallar, nos queda que la tasa de falla es la ecuación 3.14:

$$\lambda \cong 1/MTTF \quad (3.14)$$

Partiendo del hecho de que la suma de MTTF más MTTR es igual al tiempo medio entre fallas la tasa de fallas podría expresarse también como, ecuación 3.15:

$$\lambda \cong 1/\text{MTBF} \quad (3.15)$$

d) Intervalo de mantenimiento (T_m): es el periodo de tiempo entre cada programa de inspección y mantenimiento preventivo del equipo. Este parámetro es de gran importancia en la evaluación de la integridad de seguridad (indisponibilidad ante demandas), ya que con él se puede disminuir la posibilidad de que un equipo presente una falla escondida cuando se le demande su actuación.

3.12.2 Expresión para Evaluar la Probabilidad de Falla en Demanda o Indisponibilidad por Fallas Escondidas

La Probabilidad de Fallar en Demanda o indisponibilidad por falla escondida (PFD) de un componente o sistema cuantifica la probabilidad de que éste no esté en capacidad de realizar su función cuando se le requiera, por que está fallado. En los sistemas de protección, en los cuales sus instrumentos permanecen a la espera (*stand-by*), ésta probabilidad de estar indispuerto, está asociada con la ocurrencia del modo de falla escondida, las cuales solo son detectadas cuando ocurren demandas de operación del instrumento y éste no actúa, o cuando son detectadas y reparadas durante los programas de mantenimiento. La probabilidad de fallar en demanda de un simple componente reparable, se mide como la fracción del tiempo total de operación durante el cual el sistema está fallado (falla escondida). La PFD por falla escondida se calcula como un porcentaje, y se expresa como se muestra en la ecuación 3.16:

$$\text{PFD} = \frac{\text{Tiempo promedio fallado}}{\text{Tiempo promedio funcionando} + \text{Tiempo promedio fallado}} \quad (3.16)$$

El tiempo promedio fallado generalmente está representado por el tiempo promedio de reparación, pero no siempre es así ya que cuando un instrumento de SP se encuentra en falla escondida, su misma condición de operación *stand-by* lo hace

permanecer cierto tiempo indispuerto, tiempo cuya duración dependerá de la ocurrencia de una demanda o de los intervalos de mantenimiento. Puesto que las fallas escondidas pueden ocurrir en cualquier tiempo entre 2 pruebas sucesivas, este cierto tiempo (tiempo medio para detectar la falla) que el instrumento permanece fallado hasta que es descubierta, es un tiempo que en promedio puede ser considerado la mitad del tiempo del intervalo de mantenimiento (T_m). Entonces el tiempo promedio fallado es igual a la suma del tiempo promedio de reparación y el tiempo promedio para detectar la fallar, ecuación 3.17:

$$\text{Tiempo promedio fallado} = \bar{r} + T_m/2 \quad (3.17)$$

Ante fallas escondidas el tiempo promedio que pasa el instrumento funcionando está dado por la diferencia entre el tiempo promedio entre fallas (MTBF) y el tiempo promedio que pasa fallado, tal como se muestra en la siguiente ecuación 3.18:

$$\text{Tiempo promedio funcionando} = \text{MTBF} - \bar{r} - T_m/2 \quad (3.18)$$

sí sustituimos las expresiones 3.16 y 3.17 en la expresión 3.18., nos queda que la PFD ante fallas escondidas puede expresarse como:

$$PFD = \frac{T_m/2 + \bar{r}}{(\text{MTBF} - T_m/2 - \bar{r}) + T_m/2 + \bar{r}} \quad (3.19)$$

por lo tanto, si simplificamos obtenemos la ecuación 3.20:

$$PFD = \frac{T_m/2 + \bar{r}}{\text{MTBF}} \quad (3.20)$$

eliminando r de la expresión anterior, ya que por lo general $T_m/2$ es mucho mayor que el tiempo de reparación (en el caso de los instrumentos que se evaluaron esta consideración es aceptable, ya que por lo general el tiempo de reparación no excede 1 día, mientras que el intervalo de mantenimiento son mayores a los 3 meses), y considerando la aproximación de la expresión 3.20, nos queda que la ecuación aproximada para el cálculo de la probabilidad de fallar en demanda o la indisponibilidad por fallas escondidas de un simple instrumento reparable está dado por la expresión 3.21.

$$PFD \cong \frac{T_m \cdot \lambda_e}{2} \quad (3.21)$$

3.12.3 Evaluación Cuantitativa del Árbol de Fallas como Herramienta para determinar el Nivel Sil

Debido a que el Sistema Instrumentado de Seguridad tiene múltiples elementos finales de control, se hace difícil utilizar el software Sil-SIS de PDVSA, por lo que se utilizará la herramienta del Árbol de Fallas Cuantitativo. Para la evaluación cuantitativa de los árboles de falla existen dos métodos: el método compuerta-compuerta y el método de los conjuntos mínimos, por lo general se emplea el segundo ya que es el más poderoso, por no tener restricciones en cuanto al tamaño del árbol a evaluar. El método de las compuertas sólo puede ser implementado en pequeños árboles y no se deben presentar eventos básicos repetidos en diferentes ramas, que estén separadas por una compuerta AND, debido a que se cometen errores numéricos, por las aproximaciones booleanas que se hacen.

La evaluación cuantitativa de árboles de fallas a través del método de los CMC consiste básicamente en calcular la probabilidad o frecuencia de ocurrencia del evento tope que describe la falla del sistema, a partir de la probabilidad o frecuencia

de ocurrencia de los conjuntos mínimos de corte que representan las contribuciones de todos los modos de fallas posibles.

Sean los CMC_1 y CMC_2 dos conjuntos mínimos de corte del árbol de fallas. La probabilidad de que ocurra el modo de falla CMC_1 o el modo de falla CMC_2 , es decir, la probabilidad de falla del sistema por una de estas dos vías será la ecuación 3.22:

$$P(CMC_1 + CMC_2) = P(CMC_1) + P(CMC_2) - P(CMC_1 \cdot CMC_2) \quad (3.22)$$

donde el evento que representa la ocurrencia simultánea de ambos modos de fallas, que de no restarse se estaría sumando dos veces al resultado final y produciría su sobrestimación.

Si ahora se tratara de tres (3) conjuntos mínimos CMC_1 , CMC_2 y CMC_3 , la ecuación de la probabilidad de falla del sistema por estas tres vías sería la ecuación 3.23:

$$P(CMC_1 + CMC_2 + CMC_3) = P(CMC_1) + P(CMC_2) + P(CMC_3) - (P(CMC_1 \cdot CMC_2) + P(CMC_1 \cdot CMC_3) + P(CMC_2 \cdot CMC_3)) - (P(CMC_1 \cdot CMC_2 \cdot CMC_3)) \quad (3.23)$$

En la ecuación 3.23 se restan las combinaciones de CMC de orden 2 (el orden de un conjunto mínimo de corte está definido por el número de eventos primarios que lo constituyen; así por ejemplo, un CMC será de primer orden si está formado por sólo un evento, será de segundo orden si contiene dos eventos primarios y así sucesivamente), pues de no hacerlo se estaría considerando dos veces. Sin embargo, al restar estos tres términos eliminamos completamente la contribución de la ocurrencia conjunta de los tres conjuntos que deben ser restituidas adicionando el

último sumando. En el caso general de N conjuntos mínimos de corte, la probabilidad de falla del sistema (P_{fs}) viene dada por la siguiente ecuación 3.24:

$$\begin{aligned}
 P_{fs}(\sum_{i=1}^N CMC_i) &= \sum_{i=1}^N P(CMC_i) - \sum_{i=1}^N \sum_{j=i+1}^N P(CMC_i \cdot CMC_j) + \\
 &\sum_{i=1}^N \sum_{j=i+1}^N \sum_{k=j+1}^N P(CMC_i \cdot CMC_j \cdot CMC_k) - \dots \\
 &+ (-1)^{N+1} \prod_{i=1}^N P(CMC_i)
 \end{aligned} \tag{3.24}$$

Algunas veces las probabilidades de los CMC son muy pequeñas (mucho menor que 1), por lo que puede simplificarse notablemente la ecuación 3.24. Bajo estas condiciones, los términos de segundo orden y superiores pueden ser despreciados frente al primer sumando que hará la contribución fundamental, con lo que se obtiene la ecuación 3.25:

$$P_{fs} = \sum_{i=1}^N P(CMC_i) \tag{3.25}$$

Esto equivale a suponer que los CMC son mutuamente excluyentes, es decir, que se considera sumamente improbable la ocurrencia simultánea de varios CMC (la ocurrencia de un CMC excluye la posibilidad de ocurrencia de cualquiera de los otros).

Si comparamos las fórmulas 3.24 y 3.25 es fácil comprobar que el valor dado por 3.22 sobrestima el valor real, por cuanto los términos que se desprecian van siendo menores en la medida que se aumenta su orden y los signos alternos comienzan precisamente con una resta. De esta forma, la contribución que se elimina

al pasar de 3.24 a 3.25 tiene signo negativo y conduce a una sobrestimación de la probabilidad de falla en 3.24. Esta es una ventaja de la ecuación, pues al aplicarla se esta siendo conservador. Sin embargo, para aquellos casos en que las probabilidades de fallas son elevadas y deja de cumplirse la aproximación de probabilidad mucho menor que 1, la sobrestimación puede ser considerable hasta el punto de obtenerse probabilidades de falla del sistema mayores que 1.

Veamos a continuación otra ecuación para evaluar la probabilidad de falla del sistema. En este caso se parte del supuesto de que los CMC son eventos independientes, es decir, se asume que la ocurrencia de un CMC no modifica la probabilidad de ocurrencia de los restantes. Esta suposición resulta válida cuando los eventos básicos son independientes y de baja probabilidad, pues cada CMC contiene uno o varios componentes que lo diferencian del resto y bajo estas condiciones la modificación de la probabilidad de un CMC por la ocurrencia de otro resulta pequeña.

La formula que se emplea en este caso para hallar la probabilidad de falla del sistema es la ecuación 3.26:

$$P_{fs} = 1 - \prod_{i=1}^N [1 - P(CMC_i)] \quad (3.26)$$

En esta ecuación, el termino $[1 - P(CMC_i)]$ representa la probabilidad de que el conjunto mínimo CMC_i no ocurra. El producto de estos términos para todos los CMC desde 1 hasta N es la probabilidad de que no suceda ningún CMC, suponiendo que ellos son independientes, es decir, la probabilidad de que el sistema no falle. El complemento de este evento tiene una probabilidad igual a 1 menos el valor anterior, y es precisamente la probabilidad de que tenga lugar al menos un CMC, es decir, la probabilidad de que el sistema falle.

Aunque la ecuación 3.26 es más compleja de evaluar y su aplicación también está limitada a eventos de baja probabilidad, para que sea válida la suposición de independencia entre los CMC, tiene una ventaja sobre la ecuación 3.24 y es que nunca da valores de probabilidad superiores a la unidad.

El cálculo de la PFD (Indisponibilidad) de un sistema empleando la técnica de árbol de fallas, se realiza por medio del cálculo los conjuntos mínimos de corte (CMC). Esto involucra la combinación de una serie de fórmulas empleadas para el cálculo de PFD de un sólo componente (ecuación 3.27).

Sean \bar{A}_{e1} y \bar{A}_{e2} las PFD de componentes por fallas escondidas, las cuales representan en el árbol 2 eventos. La probabilidad de que ocurra el evento básico (indisponibilidad) \bar{A}_{e1} y el evento básico \bar{A}_{e2} , es decir, la probabilidad de que el sistema esté indispuerto (evento tope) por que ocurrió el conjunto mínimo de corte que ambos eventos básicos representan puede evaluarse aplicando la regla de intersección de probabilidades, y obtenerse que la probabilidad de ocurrencia del conjunto mínimo “i”.

$$\bar{A}_{CMCi} = (\bar{A}_{e1}) \cdot (\bar{A}_{e2}) \quad (3.27)$$

En el caso general de N eventos básicos en el conjunto de mínimo de corte, la PFD del conjunto mínimo de indisponibilidad por falla escondida es:

$$\bar{A}_{CMCi} = \prod_{i=1}^n \bar{A}_{ei} \quad (3.28)$$

donde \bar{A}_{ei} representa la indisponibilidad por fallas escondida que produce la ocurrencia del respectivo evento básico, y (n) es el número de eventos básicos en el conjunto mínimo, además de indicar el orden del CMC.

La ecuación 3.28 será la empleada para evaluar los conjuntos mínimos de PFD desarrollados en este trabajo y que se muestran más adelante. Esta ecuación es válida siempre y cuando los eventos básicos que integran el conjunto mínimo de corte sean independientes entre sí.

Para evaluar la PFD total del sistema, se empleará la ecuación 3.22 para evaluación cuantitativa de árboles de fallas que se determinó anteriormente. Se deberá tomar en cuenta la condición de independencia entre los eventos.

CAPÍTULO IV: DATOS, CÁLCULOS Y RESULTADOS

En este capítulo se presentan en forma detallada los cálculos y resultados del estudio realizado a los sistemas o capas de protección seleccionados en este trabajo, para el Sistema de Reformación de la Planta de Producción de Hidrógeno, Unidad 83, del Proyecto Conversión Profunda de la refinería Puerto La Cruz. Se describen los componentes, el funcionamiento y los modos de fallas de cada uno de los sistemas de protección, para identificar los eventos peligrosos asignando el riesgo meta según cada escenario. Se realizaron análisis, a fin de obtener la Probabilidad de Falla en Demanda (PFD) y la disponibilidad que tienen los sistemas para actuar sin presentar fallas, cuándo son requeridos. Se aplicó la Metodología de Análisis de Capas de Protección (LOPA siglas en inglés), para determinar si el nivel de integridad de seguridad de los sistemas existentes, son lo suficientemente efectivos para evitar o mitigar un posible evento peligroso. Por último se revisó a fin de comprobar si la arquitectura diseñada para él área de la unidad de reformación es la más adecuada para mitigar el riesgo.

El Análisis de Capas de Protección (LOPA) es un método cuantitativo [22], y su propósito es determinar si existen suficientes capas de protección para evitar o mitigar un posible evento peligroso. Su desarrollo se fundamenta en los siguientes pasos: selección del escenario, estimación de consecuencias, identificación del evento iniciador y estimación de su frecuencia de ocurrencia, identificación de las capas de protección y estimación de su Probabilidad de Falla en Demanda (PFD), estimar el riesgo asociado al escenario, evaluar el riesgo asociado al escenario

4.1 ESTIMACIÓN DE CONSECUENCIAS

Las consecuencias son las salidas o resultados no deseables de un evento. En este análisis, se consideraron como consecuencias de mayor severidad, las

identificadas en el estudio HAZOP [24], donde se establecen como condiciones de mayor riesgo para la instalación y su entorno:

- ✓ La coquificación de los tubos de horno de reformación, como producto de no cumplirse una adecuada relación vapor/carbono para producir el hidrógeno requerido. Esta coquificación de los tubos puede ocasionar fisura o fracturas de estos, y poca producción del producto final.
- ✓ Rotura o fugas en las líneas de proceso, sobre todo la asociada al área del Serpentin del E-8322, esto podría ocasionar posible contaminación ambiental, se puede afectar la salud del personal cercano al equipo y fuga de hidrógeno y gas natural, que podría generar incendio.
- ✓ Desviaciones en el adecuado funcionamiento de los quemadores y pilotos, esto podría ocasionar posible acumulación de gas combustible, lo que provocaría explosiones en la unidad y a su vez parada de misma.

4.2 INFORMACIÓN APORTADA POR EL HAZOP.

El HAZOP de la Unidad 83 [24], se desarrolló con los documentos Diagrama de Flujo de Procesos (DFP) y Diagramas de Tuberías e Instrumentación (DTI) en revisión B. Los parámetros estudiados fueron: flujo, presión, temperatura, composición, reacción, tiempo, secuencia y fase, con un total de 23 nodos. Los nodos 9, 10 y 11 pertenecen a la sección de reformación. A continuación se indican los puntos a los que hace referencia este documento con respecto al Horno de Reformación, ver tablas 4.1 a la 4.9.

Tabla 4.1 Datos de la Desviación Bajo Flujo de la Corriente Vapor al Reformador

Nodo 9/ PID 3006-2831-FP20808				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Bajo Flujo	Acción del desvío de arranque	Después de que se introduce el 50% del flujo de vapor y temperatura del reformador se acerca a 1400F. Se estabiliza el flujo de la alimentación del gas natural en un 5% del flujo normal. En cuanto se alcance la proporción de flujo que corresponde a FSSL 239/246 la parada está armada después de 5 minutos. Las temperaturas del reformador están en el rango 1400-1500°F		<p>1. Evaluar por qué un tiempo tan largo como 5 minutos para armar la parada por bajo flujo en el arranque.</p> <p>2. Evaluar la facilidad del control de flujo es suficientemente sensible para proporcionar un % (a 5%) de la rata de diseño del flujo de la alimentación en el arranque.</p> <p>3. Evaluar la protección del reformador cuando en el periodo de arranque hay 50% de flujo de del vapor al encenderse el reformador y mantiene una temperatura de 1400-1500 °F</p>
	Se Pegan las válvulas de flujo de vapor por ejemplo, FV246. Esto limita la relación 3:1	La válvula de flujo de alimentación sigue el flujo de vapor y no se moverá si el flujo de vapor real no cambia, por ejemplo si el flujo de vapor es 50% del flujo de alimentación, el aumento de un 100% usando el tipo de controlador maestro de HIC 241, el sistema de control no permitir que la velocidad de alimentación aumente	El operador podrá notar que el sistema de control no responde a su tasa de cambio maestro. La alarma de la desviación la da FIC 246, cuando la desviación entre el punto de ajuste y la variable de proceso es suficientemente grande, el operador podrá tratar esto como un requerimiento de mantenimiento.	
	Falla de uno de los 3 transmisores que realizan de lectura de bajo flujo de vapor (FT 246 A/B/C)	Se Fuerza el flujo de la alimentación para reducir de acuerdo con el falso flujo de vapor y el ser de relación (C/H). El hidrógeno se reduce y por lo tanto el rendimiento de la planta.	Hay una desviación de flujo que activa una alarma para mostrar que un transmisor ha fallado. Se espera que el sistema sea lo suficientemente inteligente para rechazar la señal por baja, y la base de control ubique en un valor medio este valor de flujo, para que la lectura de 2 transmisores siga siendo la adecuada. La votación es 2oo3 actuará si la medida de flujo es lo suficientemente baja a partir de 2 transmisores	
	Error de entrada de alimentación por flujo en comparación con el gas natural disponible	Condición de operación normal	FAL a FIC 239 y si es muy bajo set en el trip FALL 239, en el reformador	Evaluar la prevención de protección de entrada no deseada de maestro FAL conjunto tasa inferior o superior al establecido en el FIC FAH 239 para evitar la alarma no deseada durante ingeniería de detalle. CONFEEED

Tabla 4.2 Datos de la Desviación No Flujo de la Corriente Vapor al Reformador

Nodo 9/ PID 3006-2831-FP20808				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
No Flujo	Acción de parada por circulación de N ₂	Necesario cuando el reformador se calienta por recirculación de N ₂ (arranque del compresor, el PSA está fuera de circuito) Algunos de los quemadores se encienden para lograr unos 300°F, para lograr una tasa mínima al fuego. La condición se mantiene durante un par de días para calentar el reformador	Cuando hay circulación de N ₂ , en la parada, hay un desvío (bypass), para no enviar este aguas abajo del reformador. El vapor se introduce cuando la temperatura sube sobre 50°F sobre el punto de rocío del vapor. (esto es para que no condense el vapor)	Evaluar si los tubos del reformador pueden ser dañados por circulación de N ₂ , antes de la introducción de vapor al reformador, es decir la temperatura de diseño de los tubos del reformador se destina a soportar condiciones de calentamiento del flujo sin flujo de N ₂ en el calentamiento
	Se cierra MOV 256 durante la operación normal	Aislados de la corriente de vapor y elimina el mínimo de protección de flujo de vapor para permitir la refrigeración segura del reformador después del arranque (si se cierra MOV 256, en operación normal, no hay flujo de vapor, hay coquificación en los tubos)		Evaluar durante la ingeniería de detalle inhibición de la CR (sala de control) la acción sobre SA (hand swuiche) en MOV 256 una vez que la válvula se ha abierto por completo, como parte de la secuencia de calentamiento. (CONFEEED) Considere la posibilidad de la eliminación permanente de alarma para abrir MOV 256 restantes (que es su estado normal)
	La FV 246 esta en mantenimiento y el operador de campo esta controlando el flujo de vapor utilizando el desvío (bypass)	La parada mecánica no está disponible para permitir un grave error de operador, si permite que el vapor se apague	Alarma por bajo flujo y parada, así como de vapor de baja proporción (vapor/carbono) y parada	Evaluar los procedimientos de operación especial durante el trabajo en del campo, intentado desviación manual, cuando el FV de vapor está en mantenimiento minimizando la remota posibilidad de error, cerrando la desviación y previniendo al reformador que reciba suficiente vapor para permitir el enfriamiento seguro después del arranque del reformador

Tabla 4.3 Datos de la Desviación Pérdida de Contenido en el Reformador

Nodo 9/ PID 3006-2831-FP20808				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Pérdida de contenido	Pasando al punto de purga a la atmósfera, aguas arriba de FV 239 (en rev 0 FCV).	Potencial de descarga de gran cantidad de gas de alimentación al proceso.	La posición de la purga sido designada como segura	1. Indicar las dimensiones de la línea y la válvula (que se espera un máximo de 4") y de el ciego para permitir el aislamiento positivo después de que la purga se complete para evitar el funcionamiento accidental del Venteo, una vez que la alimentación de gas natural se ha introducido (CONFEEED) 2. Evaluar la remoción de la conexión de 4" para la limpieza (flushing), para reducir las goteras.
	Operación de arranque del silenciador de vapor.	Potencial descarga imprevista de vapor en el arranque del encendido del reformador.		Proveer de figura en 8, doble ciego, para garantizar el aislamiento del venteo de vapor.

Tabla 4.4 Datos de la Desviación Composición de las Corrientes de Entrada al Reformador

Nodo 9/ PID 3006-2831-FP20808					
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación	
Composición	Variación de la concentración de metano en el gas de alimentación.	Potencial impacto en la relación de la corriente de alimentación (tienen que indicar en el balance 84% de etano y 92% de CO ₂).	El cambio de la relación (V/C) en la corriente de alimentación, depende del contenido de metano. Esto puede requerir cambios en las alarmas, puntos de ajuste(set point).		
	Baja relación vapor/carbono.	Potencial formación de coque en los tubos del reformador.	IS 8307 inicia parada en FFSSL 83239 seteado en 2.6 (V/C), alarma FFAL setiada en 2.8(V/C).	Evaluar la alarma por baja relación V/C setiada en 2.8.	
	Deseable que la actual relación de vapor/carbono de alimentación debe ser visible, así como el valor establecido para que el sistema de control cambie.			El operador pondrá la proporción V/C con HIC 250 (en el bloque FY 250), entonces puede mirar la proporción actual en FY 250A.	Evaluar el algoritmo control de proporción V/C.
	Error al entrar una alta proporción V/C.	El sistema de control aumentará la proporción de vapor según la proporción incorrectamente fijada.		El aumento del calentamiento en el reformador, dependerá de la comparación de temperatura del gas de combustible así como la temperatura del gas de proceso. Esto puede notarlo el operador en PDAH 264, el cual advierte al operador de aumento en el diferencial de presión.	
	Error al entrar una baja proporción V/C.	Si la relación se establece en 2,9 la operación puede continuar con el vapor reducido en la alimentación. La Temperatura de salida del proceso puede aumentar y el diferencial en el reformador de presión puede disminuir.		Debajo de 2.8 de la relación V/C hay una alarma de baja. Debajo de 2.6 hay una parada de la planta. Una alarma por alto contenido de metano es AI 365 y por alta temperatura están TI 267 y TIC 268.	

Tabla 4.5 Datos de la Desviación Perdida de Contenido en el Reformador

Nodo 10/ PID 3006-2831-FP20808/3006-2831-FP20809/ 3006-2831-FP20810				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Perdida de contenido	Fuga en el serpentín.	La pérdida del gas natural encenderá la sección de convección. La reducción del contenido de O ₂ puede no ser detectado en el analizador aguas arriba.	TAH de TI 281 o TI aguas abajo de E-8322 si la fuga es lo suficientemente grande, la pérdida de producción se puede observar. Puede ser capaz de detectar puntos calientes en la pared de la sección de convección (pintura sensible a la temperatura).	
	Ruptura de serpentín.	Gran incendio en la sección de convección y el humo / fuego de la chimenea.	El operador inicia una parada manual de la planta.	

Tabla 4.6 Datos de la Desviación Alto Flujo de Vapor a el Reformador

Nodo 10/ PID 3006-2831-FP20808/3006-2831-FP20809/ 3006-2831-FP20810				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Alto Flujo	Flujo alto de vapor por falla abierta de FV 246, o falla en la operación del desvío (bypass).	La temperatura de salida del reformador se espera que baje y la caída de presión en el reformador se espera que aumente.	El aumento del fuego en el reformador dependerá de la comparación de la temperatura de los gases de combustión, así como la temperatura de salida del proceso. Esto puede ser observado por el operador en PDAH 264, el cual advierte al operador de la diferencia de presión que va en aumento.	
	Alto flujo de la alimentación para la completa apertura de FV 239.	Se espera que la temperatura de salida del proceso caiga si el fuego no se incrementa.	Puede haber un aumento de metano si el reformador es incapaz de responder a este incremento. Alarma por alto contenido de metano en el AI 365 (ubicado P & ID 817) TAL TI de 268 en la salida del reformador.	
	Alto flujo de los gases combustibles, por mal funcionamiento del control en PV 269 incrementando el flujo a través del ventilador de tiro inducid.	Aumento de la temperatura de los gases de combustión aumenta la temperatura de punto de venteo en E 8322.	TAH de TI 278. El encendido del reformador se espera que se reduzca en las TIC 268 en el proceso de arranque del reformador, o en TIC 270 en los gases de combustión en la sección de radiación, TSHH para alta temperatura los gases combustible del reformador, si las TIC no responden se activa TKSHH por la excesiva tasa de gases de combustión en la salida en la sección de radiación".	

Tabla 4.7 Datos de la Desviación Bajo Flujo de Gas en el Reformador

Nodo 10/ PID 3006-2831-FP20808/3006-2831-FP20809/ 3006-2831-FP20810				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Bajo flujo	Bajo flujo de la alimentación por falla cerrada de FV239, por pérdida de aire de instrumento.	La temperatura de salida de la alimentación mixta aumentará.	TAH de TI 278. FAL y FSLL 239 para el reformador. El FAL se fija en aproximadamente 38% de la capacidad normal y la parada está a 35% de la capacidad normal.	
	Bajo flujo de vapor para el cierre de la FCV 246 (pérdida de aire de instrumentos, por error manual, en mala operación del desvío (bypass).		Parada por FFIC 250, alarma de baja y parada FFSII 239 por baja relación V/C. FCV 246 tiene una mínima parada mecánica en el 20%, para proveer flujo para asegurar la refrigeración de los tubos del reformador después de la parada de este	
	Bajo flujo de la alimentación por falla cerrada de FV239, por pérdida de aire de instrumento.	La temperatura de salida de la alimentación mixta aumentará.	TAH de TI 278. FAL y FSLL 239 para el reformador El FAL es aproximadamente fijo 38% de la capacidad normal y la parada está a 35% de la capacidad normal.	
	Bajo flujo de vapor para el cierre de la FCV 246 (pérdida de aire de instrumentos, por error manual, en mala operación del desvío (bypass).		Parada por FFIC 250, alarma de baja y parada FFSII 239 por baja relación V/C. FAL y FSLL 246 para el reformador. FCV tiene una mínima parada mecánica en el 20%, para proveer flujo para asegurar la refrigeración de los tubos del reformador después de la parada de este.	

Tabla 4.8 Datos de las Desviaciones Ocurridas en el Interior del Reformador en la Reacción de Síntesis Gas/ Vapor

Nodo 11/ PID 3006-2831-FP20809				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Alto flujo	Lo mismo del nodo 10			
Bajo flujo	Aumento de la caída de presión en un tubo debido a la fractura mecánica de catalizador.	Flujo reducido en un tubo del reformador y desequilibrio de flujo en el colector. Potencial recalentamiento del tubo afectado, si no se corrige puede superar la temperatura de diseño de el tubo 1650°F.	Se deben hacer chequeos regulares de la temperatura de la piel del tubo para controlar los cambios de color respaldado por escaneo pirométrico 3 veces por semana.	
	Aumento de la caída de presión en un tubo debido a que la carga del catalizador se empobrece.		Después de cargar cada tubo, está sujeto a una prueba de caída de presión.	
	Aumento de la caída de presión en un tubo debido al catalizador se coquifica.		El correcto funcionamiento del hidrogenador / Desulfurizadores para eliminar cualquier presencia de coque (por ejemplo, las olefinas).	
No flujo	No hay flujo en un tubo porque debido al desgaste del serpentín, hay fugas en la tubería.	Se detiene el flujo en el tubo afectado y hay una pequeña reducción de capacidad de la planta.	El tubo experimenta baja presión. Las condiciones de encendido se reducen reducidas alrededor del tubo afectado que trata de sostener las condiciones de encendido sin afectar los tubos circundantes.	
Perdida de contenido	Se rompe un tubo causado por bajo flujo en estos.	Se prevé la inspección periódica de las salvaguardas. En caso de rotura de los tubos, el operador de campo puede estar en riesgo de las llamas.	Si hay una ruptura del tubo durante la observación visual, la expectativa es que habrá un incendio, pero sin explosión y no se espera que haya peligro para el operador.	
Alta presión	La presión es más alta en la entrada del tubo donde la temperatura es más baja. La temperatura del tubo es mayor a la salida, donde la presión es un poco reducida.	Estas consideraciones deben ser utilizados para monitorear la vida del tubo estimado para programar la sustitución del tubo cuando sea necesario (100.000 horas de vida de diseño que pueden reducirse mediante la carga del catalizador y la experiencia real de funcionamiento).		
Alta temperatura	Choque de llama causado por el disparo desigual o mecánico de distorsión en el horno.	Puntos del tubo potencialmente calientes que no se pueden detectar sin el pirómetro.		

Tabla 4.9 Datos de la Desviación del Sistema de Gas Combustible en los Pilotos y Quemadores

Nodo 11/ PID 3006-2831-FP20820/ FP20812/FP20822/FP20809/FP20811				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Alto Flujo	De aire por falla en la lectura de AI279 que abre el FD IGV.	El operador no lee directamente el flujo (pero el FV 313 implica un medidor de flujo).		Evaluar proveer un indicador de flujo para el arranque.
	De aire precalentado en el bypass del E-8325.	La combustión del aire baja la temperatura de salida, los gases de combustión caliente van al Ventilador de Tiro Inducido G-8324.	TAL desde TI288 de combustión de aire y TAL desde termocuplas en E8325.	
	Del gas en los pilotos por falla de PCV 302.	Potencial para la elevación de la llama de los quemadores de encendido.	PAH desde PI 308B.	
	De combustible extraído por PCV 301, la cual esta abierta por error o falla de control en la FCV 392.	Potencial inundación de los quemadores principales del reformador .	PAH desde PIC 301.	
	De purga de gas por falla en el sistema de control (se abre FV o PV 382).	Potencial inundación de quemadores principales.	PAH desde PIC 312 y se activa voting 2oo3 parada de PAHH hacia PS 312.	
	Del gas combustible por abertura de PV269 por falla en el lazo de control desde PT269 (presión en la caja de fuegos).	Llama inestable.	Tres sensores PT268A/B/C con selector medio y descarga fuera del rango de la señal.	
Bajo flujo	De aire en el precalentador, causado por la acumulación de desechos.	Reduce el flujo de aire para la combustión.	PDAH desde PDI 384.	
	De aire en distribuido en la cabecera del quemador.	Potencial combustión incompleta que afecta a los quemadores.	El amortiguador de distribución de aire tiene una cadena para asegurar que no.	
	Del gas en los pilotos por falla de PCV 302.	Potencial parada de los pilotos de los quemadores.	PAL desde PI 308B.	
	De combustible extraído por PCV 301, la cual esta abierta por error o falla de control en la FCV 392.	Potencial incendio en los quemadores del reformador.	PAL desde PIC 301.	

Tabla 4.9 Datos de la Desviación del Sistema de Gas Combustible en los Pilotos y Quemadores (continuación)

Nodo 11/ PID 3006-2831-FP20820/ FP20812/FP20822/FP20809/FP20811				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Bajo flujo	De purga de gas por falla en el sistema de control (se abre FV o PV 382).	Potencial inundación de los quemadores principales del reformador.	PAL desde PIC 312 y voting 2003 por parada PALL hacia PS 312.	
	Del gas combustible por apertura de PV269 por falla en el lazo de control desde PT269 (Presión en la caja de fuegos).	Aumenta la presión en la caja de fuego.	La PV 269 falla de posición PAH desde PIC 269 y parada desde PS269 hacia PAHH.	
No Flujo	De aire para combustión para el FD G 8325.	No se conservan las condiciones estequiométricas.	PAL desde PI 289, parada IS5 por baja concentración de oxígeno en la entrada de la sección de convección.	Evaluar incorporara una alarma por bajo contenido de oxígeno.
	De gas en los pilotos por error de salida en la línea.	El piloto no puede ser encendido.	No hay detectores de llama, por lo que se proporcionarían. No está claro cómo se garantiza el encendido del piloto en el arranque.	
Alta Presión	Alta presión en la caja de fuego (firebox) causada por ruptura en el tubo del reformador.	Tras la ruptura de la caja de fuego se pueden llenar de gas de alimentación. IS2/3 actuará para detener a los ventiladores de tiro inducido y tiro forzado permitiendo que la caja de fuego no sea purgada. Todos los pilotos y las llamas del quemador principal se apagan dado que la mezcla de la caja de fuego llega a los límites de inflamabilidad (de explosión con el horno caliente en la sección refractaria como fuente de ignición).	La presión en la caja de fuego (Firebox) sigue siendo controlada por PIC 269 con alarma de alta presión. Si el aumento de la presión es transitoria la demora 3 segundos en la acción PSHH269 (IS03), puede evitar una parada.	
Alta temperatura	El alto flujo en el bypass del aire pretratado por error durante la operación del reformador.	Alta temperatura en el intercambiador de precalentamiento del aire).	La temperatura de diseño del precalentador de aire de entrada es 750F y 701F temperatura que se consideran con margen suficiente. La derivación no se espera que sea capaz de 100% el flujo de aire.	

Tabla 4.9 Datos de la Desviación del Sistema de Gas Combustible en los Pilotos y Quemadores (continuación)

Nodo 11/ PID 3006-2831-FP20820/ FP20812/FP20822/FP20809/FP20811				
Desviación	Causa	Consecuencia	Protección Existente	Recomendación
Alta temperatura	Un error de operación manual dejando el bypass del precalentador de aire abierto, hay alta temperatura en la entrada del ventilador ID.	Los gases de combustión a 700°F pueden pasar a la entrada del ventilador ID incompletado el enfriamiento del aire (normal a 300°F)	TAH desde TI307 la temperatura de diseño del ID fan es de 600°F	Evaluar si TSHH para a ID FAN para proteger a la maquina.
	Alta temperatura de los gases de combustión de la sección de radiación por ejemplo, cuando cambia la capacidad total del reformador a la condición de turndown.	La temperatura de crossover (cruce) responde a los requisitos del efluente del reformador con controlador de temperatura maestro. Si la temperatura del efluente del reformador está en su punto de ajuste, pero la temperatura de los gases de combustión fluctúan, TIC 270 controla el fuego para restablecer las condiciones normales.	El operador tiene la obligación de preparación el turndown a una velocidad controlada. Si la preparación del turndown es comandado por IS8 /9, el SIS incluye restablecimiento del flujo de gas combustible para el reformador para gestionar el cambio de estatus. TAH desde TIC TAH 268 o de 270 TIC advierte al operador antes de la parada para TSHH 270 en los gases de combustión o TKSHH 270 en la tasa de cambio de los gases de combustión.	

4.3 IDENTIFICACIÓN DE LOS ESCENARIOS Y EVENTOS

Un escenario es el área o lugar donde ocurren los eventos. Los eventos son los sucesos inesperados que se pueden dar en un escenario en estudio. Un evento está compuesto al menos por dos elementos: un evento iniciador (falla de instrumentación) que desencadena una serie de eventos y una consecuencia (sobre presión, fuga de material tóxico / inflamable) que resulta, si los eventos desencadenados continúan su propagación sin alteración.

Adicionalmente al evento iniciador y a la consecuencia de este, se puede incluir:

- a- Eventos habilitadores o condicionales, los cuales tienen que ocurrir antes o durante el evento iniciador para que la consecuencia pueda darse; un

ejemplo de estos eventos son la probabilidad de presencia de fuentes de ignición o de personal en el área de peligro.

- b- Falla de las capas de protección (ya sean resguardos o capas independientes).

4.3.1 Identificación de Posibles Escenarios.

Una fuente para la identificación de posibles escenarios, los eventos peligrosos y consecuencias de esos eventos, es el estudio HAZOP, cuyo propósito es identificar valorar y documentar los peligros asociados a un proceso o instalación, en nuestro caso la Unidad de Reformación de la Planta de Producción de Hidrógeno. En la tabla 4.10 se muestran los escenarios identificados en este estudio, la posible causa de los eventos y su posible consecuencia

En la tabla 4.10 se observa que los escenarios analizados están asociados a la concentración de la alimentación (vapor o gas), fuga en las tuberías por rompimiento de estas, flujo de gas en los pilotos y quemadores, y comportamiento de la sección de convección y radiación del horno reformador.

4.4 IDENTIFICACIÓN DEL EVENTO INICIADOR Y ESTIMACIÓN DE SU FRECUENCIA DE OCURRENCIA

Por el método LOPA, se analizan los escenarios, donde se presenta un evento iniciador. La frecuencia de ocurrencia de estos eventos iniciadores se expresa en eventos por años o eventos por cada millón de horas. Estos eventos pueden ser peligrosos con una frecuencia no deseada. Los eventos iniciadores al igual que los eventos habilitadores o condicionales deben ser verificados y validados ya que éstos últimos pueden afectar la propagación del evento iniciador, ver tabla 4.11.

Tabla 4.10 Escenarios Causa /Consecuencias Identificados en el HAZOP

Escenario	Sector analizado en DTI	DTI	Causas de fallas	Consecuencias
B-83-011	Desde el Serpentin de Vapor E-8323 hasta Serpentin Pre calentador de Alimentación Mixta E-8322.	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20808	Falla del lazo de control por bajo flujo de vapor.	Posible coquificación de los tubos del reformador.
B-83-021	Desde el Serpentin de Vapor E-8323 hasta Serpentin Pre calentador de Alimentación Mixta E-8322.	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20808	Falla del lazo de control por no haber flujo de vapor.	Posible coquificación de los tubos del reformador.
B-83-031	Desde el Serpentin de Vapor E-8323 hasta Serpentin Pre calentador de Alimentación Mixta E-8322.	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20808	Falla del lazo de control por alto flujo de vapor.	Posible coquificación de los tubos del reformador.
B-83-041	Desulfurizador de Alimentación D-8322B hasta Serpentin Pre calentador de Alimentación Mixta E-8322.	3006-2831-FP20807 3006-2831-FP20808	Falla de lazo de control por alto flujo de gas.	Posible coquificación de los tubos del reformador.
B-83-051	Desulfurizador de Alimentación D-8322B hasta Serpentin Pre calentador de Alimentación Mixta E-8322.	3006-2831-FP20807 3006-2831-FP20808	Falla de lazo de control por bajo flujo de gas.	Posible coquificación de los tubos del reformador.
B-83-061	Pre calentador de Alimentación Mixta E-8322.	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20809	Se enciende la sección de convección del reformador por Fuga en el Serpentin del E-8322.	Fuego en el reformador.
B-83-071	Pre calentador de Alimentación Mixta E-8322 hasta Hornos Reformador B-8321.	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20809	Gran incendio en la sección de convección del reformador y fuego en la chimenea, por rompimiento del Serpentin E-8322.	Fuego en el reformador.
B-83-081	D-8330 hasta B-8321.	3006-2831-FP20820	Bajo flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV.	Fuego en el reformador.
B-83-091	D-8330 hasta B-8321.	3006-2831-FP20820	Alto flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV.	Fuego en el reformador.
B-83-010	B-8321.	3006-2831-FP20820	Baja presión en la caja de fuego (firebox) por falla en el ID Fan o parada forzada del motor mientras que el ID fan esta trabajando.	Posible explosión en el reformador.
B-83-101	B-8321.	3006-2831-FP20820	Alta presión en la caja de fuego (firebox) por ruptura del tubo del reformador.	Posible explosión en el reformador.
B-83-111	D-8329 hasta los quemadores.	3006-2831-FP20819	Bajo flujo de purga de gas desde el PSA por fallas en el lazo de control.	Posible explosión del reformador.
B-83-121	G-8325 al E-8325.	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20812	No hay flujo de aire para la combustión desde FD fan G-8325 hacia E-8325.	No hay combustión, no hay producción.
B-83-131	B-8321.	3006-2831-FP20809	Alta temperatura en la sección de radiación del reformador.	No se cumple la relación vapor/carbono, no hay producción.

Tabla 4.11 Eventos Iniciares y Habilitadores para los Escenarios

Escenario	Consecuencia	Evento Iniciador	Clases de evento Iniciador	Evento Habilitador
B-83-011	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. FV 246: tiene problemas operacionales no cambia de posición en demanda	Falla de los instrumentos	Probabilidad de Ignición Probabilidad de Operadores en planta Integridad Mecánica del Equipo
		b. FT 246A/B/C: fallan estos transmisores por pérdida de función		
		c. FIC246: falla en demanda		
		d. FY(I/I) 246A/B/C: falla en demanda		
		e. FY(I/P) 246A/B/C: falla en demanda		
B-83-021	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. MOV256: se cierra involuntariamente, falla al abrir	Falla de los instrumentos	Probabilidad de Ignición Probabilidad de operadores en planta Integridad Mecánica del Equipo
		b. FV 246 esta fuera de servicio, se mantiene cerrada		
		c. FY(I/P) 246A/B/C: falla en demanda		
		d. FT 246A/BC/: falla por pérdida de función		
		e. FIC246: falla en demanda		
		f. HS: pérdida de función		
B-83-031	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. FV 246 se mantiene abierta, no cambia de posición en demanda	Falla de los instrumentos	Probabilidad de Ignición Probabilidad de operadores en planta Integridad Mecánica del Equipo
		b. FT 246A/BC/: falla por pérdida de función		
		c. FIC246 falla en demanda		
		d. FY(I/I) 246A/B/C: falla en demanda		
		e. FY(I/P) 246AB/C: falla en demanda		
B-83-041	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. HIC241: Falla en demanda	Falla de los instrumentos	Probabilidad de Ignición Probabilidad de operadores en planta Integridad Mecánica del Equipo
		b. FV 239: se abre completamente, no cambia de posición en demanda		
		c. FT 239A/B/C: presenta fallas por pérdida de función		
		d. FIC239 falla en demanda		
		e. FY(I/I)239A/B/C: falla en demanda		
		e. FY(I/P)239A/B/C: falla en demanda		
B-83-051	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. HIC241: Falla en demanda	Falla de los instrumentos	Probabilidad de operadores en planta Posibilidad de explosión del reformador Integridad Mecánica del Equipo
		b. FV 239: falla cerrada por pérdida de aire de instrumento		
		c. FT 239A/B/C: presenta fallas por pérdida de función		
		d. FIC239 falla en demanda		
		e. FY(I/I)239A/B/C: falla en demanda		
		f. FY(I/P)239A/B/C: falla en demanda		

Tabla 4.11 Escenario Eventos Iniciadores y Habilitadores para los Escenarios (continuación)

Escenario	Consecuencia	Evento Iniciador	Clases de evento Iniciador	Evento Habilitador
B-83-061	Fuego en el reformador	Rotura de la tubería de de aproximadamente 24”	Rotura de tubería	Probabilidad de Ignición Integridad Mecánica del Equipo
B-83-071	Fuego en el reformador	Rotura de la tubería de de aproximadamente 24”	Rotura de tubería	Probabilidad de Explosión Integridad Mecánica del Equipo
B-83-081	Posible fuego en el reformador	PCV 302: falla en demanda	Falla de los instrumentos	Posibilidad de Explosión Integridad Mecánica del Equipo
B-83-091	Posible fuego en el reformador	PCV 302: Falla en demanda	Falla de los instrumentos	Posibilidad de Explosión Integridad Mecánica del Equipo
B-83-010	Posible explosión del reformador	Perdida de función de la inducción del motor	Falla de equipo	Posibilidad de Explosión Integridad Mecánica del Equipo
B-83-101	Posible explosión del reformador	Rotura de tubos del reformador	Falla de estructura	Posibilidad de Explosión Integridad Mecánica del Equipo
B-83-111	Posible explosión del reformador	a.1 FV 381: falla en demanda b.1 FIC381: falla en demanda c.1 ZIC 382: falla en demanda d.1 HS381: pérdida de función e.1 FT381: falla en demanda f.1 FY(I/I)381: falla en demanda g.1 FY(I/P)38: falla en demanda a.2 PV382: falla en demanda b.2 PIC312: pérdida de función c. 2 PY(I/P)312A/B/C: pérdida de función d.2PY(I/P)312AB/C: pérdida de función e.2 PT 312A/B/C: falla por pérdida de función f.2 ZIC: pérdida de función g.2HS381: pérdida de función	Falla de los instrumentos	Posibilidad de Explosión Integridad Mecánica del Equipo

Tabla 4.11 Escenario Eventos Iniciaadores y Habilitadores para los Escenarios (continuación)

Escenario	Consecuencia	Evento Iniciador	Clases de evento Iniciador	Evento Habilitador
B-83-121	No hay combustión, el reformador queda en un estado de calentamiento. no hay producción	a.FV313 : falla en demanda b.FY(I/P)313: falla en demanda c.AIC 279: falla en demanda d.AY279 A/B/C: pérdida de función e.AT279A/B/C: pérdida de función f.AE279A/B/C: Pérdida de función	Falla de los instrumentos	No hay eventos habilitadores Al no haber suficiente oxígeno para la combustión, la operación del reformador se reduce a un modo de vapor caliente en espera
B-83-131	No se cumple la relación vapor/carbono, no hay producción	a.TIC 270: Falla en demanda b.TY270: pérdida de función c.TI270B: pérdida de función d.TT270A/B/C: pérdida de función e.TE270A/B/C: pérdida de función	Falla de los instrumentos	No hay eventos habilitadores

4.4.1 Estimación de la Frecuencia del Evento Iniciador

La información relacionada con la frecuencia del evento iniciador, fue tomada tanto de la norma de PDVSA MIR IR-S-02 “Criterio para el Análisis Cuantitativo de Riesgos” [20], del Reliability Data for Safety Instrumented Systems [25] y del texto OREDA [24]. En la tabla 4.12, se muestra las frecuencias consideradas para los eventos iniciadores de este estudio expresadas en eventos por año o eventos por cada millón de horas.

✚ Para llevar el valor de la frecuencia a 1/año se usa la ecuación 4.1:

$$\text{Frecuencia (1/Año)} = (\text{Frecuencia}/1000000)1/\text{horas} * 8760 \text{ horas/año} \quad (4.1)$$

$$\text{Frecuencia (1/Año) de FV246} = (3.18/1000000)1/\text{horas} * 8760 \text{ horas/año} = 2.79 \text{ E-2/año}$$

Tabla 4.12 Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador

Escenario	Consecuencia	Evento Iniciador	Frecuencia (1/MMHr)	Frecuencia (1/Año)	Fuente
8-83-011	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. FV 246: tiene problemas operacionales no cambia de posición en demanda	3.18 E-6	2.79 E-2	IR-S-02 pag 50
		b. FT 246A/B/C: fallan estos transmisores por pérdida de función	FTA=3.00 E-6 FTB=3.00 E-6 FTC=3.00 E-6	FTA=2.63 E-2 FTB=2.63 E-2 FTC=2.63 E-2	SINTEF Pag 15
		c. FIC246: falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		D.FY(I/I)246A/B/C: falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		E. FY(I/P)246A/B/C: falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
8-83-021	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. MOV256: se cierra involuntariamente, falla al abrir	1.36 E-6	1.2E-2	IR-S-02 pag 50
		b. FV 246 esta fuera de servicio, se mantiene cerrada	2.2 E-6	1.93.8 E-2	IR-S-02 pag 50
		c.FY(I/I)246A/B/C: falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		d. FT 246A/BC/: falla por pérdida de función	FTA=3.00 E-6 FTB=3.00 E-6 FTC=3.00 E-6	FTA=2.63 E-2 FTB=2.63 E-2 FTC=2.63 E-2	SINTEF Pag 15
		e. FIC246: falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		f. HS256:falla por pérdida de función	2.08E-7	1.80E-3	SINTEF Pag 15
8-83-031	No se cumple relación Vapor/Carbono	a. FV 246 se mantiene abierta, no cambia de posición en demanda	2.2 E-6	1.93.8 E-2	IR-S-02 pag 50
		b. FT 246A/BC/: falla por pérdida de función	FTA=3.00 E-6 FTB=3.00 E-6 FTC=3.00 E-6	FTA=2.63 E-2 FTB=2.63 E-2 FTC=2.63 E-2	SINTEF Pag 15
		c. FIC246 falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		d.FY246(I/I)A/B/C falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		d.FY246(I/P)A/B/C falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538

Tabla 4.12 Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador (continuación)

Escenario	Consecuencia	Evento Iniciador	Frecuencia (1/MMHr)	Frecuencia (1/Año)	Fuente
B-83-041	Posible coquificación de los tubos del reformador	a. HIC241: Falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		b. FV 239: se abre completamente, no cambia de posición en demanda	2.2 E-6	1.93 E-2	IR-S-02 pag 50
		c. FT 239A/B/C: presenta fallas por pérdida de función	FTA=3.00 E-6 FTB=3.00 E-6 FTC=3.00 E-6	FTA=2.63 E-2 FTB=2.63 E-2 FTC=2.63 E-2	OREDA Pag 538
		d. FIC239 falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		FY239(I/I)A/B/C: falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		FY239(I/P)A/B/C: falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
B-83-051	No se cumple relación Vapor/Carbono	a. HIC241: Falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		b. Fv 239: falla cerrada por pérdida de aire de instrumento	1.45 E-7	1.3 E-3	IR-S-02 Pag 50
		c. FT 239A/B/C: presenta fallas por pérdida de función	FTA=3.00 E-6 FTB=3.00 E-6 FTC=3.00 E-6	FTA=2.63 E-2 FTB=2.63 E-2 FTC=2.63 E-2	OREDA Pag 538
		d. FIC239 falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		e. FY239(I/I)A/B/C falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		f. FY239(I/P)A/B/C falla en demanda	FYA=1,26E-5 FYB=1,26E-5 FYC=1,26E-5	FYA=1.1E-1 FYB=1.1E-1 FYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
B-83-061	Fuego en el reformador	a. Rotura de la tubería de de aproximadamente 24"	1.48 E-7	1.3 E-3	IR-S-02 Pag 44
B-83-071	Fuego en el reformador	a. Rotura de la tubería de de aproximadamente 24"	1.48 E-7	1.3 E-3	IR-S-02 Pag 44
B-83-081	El gas combustible no llega a los pilotos, no hay combustión	a. PCV 392: falla en demanda	1.53E-05	1.34E-1	OREDA Pag 566
B-83-091	Inundación de gas en los pilotos, llama alta	a.PCV 392: falla en demanda	1.53E-05	1.34E-1	OREDA Pag 566
B-83-010	Posible explosión del reformador debido al que le ventilador G-8324	a. Pérdida de función del motor	3.20e-6	2.8E-2	IR-S-02 Pag 51
B-83-101	Por ruptura de un tubo hay humo y posibilidad de explosión	a. Rotura de tubos 15"	1.48E-7	1.30E-4	IR-S-02 Pag 44

Tabla 4.12 Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador (continuación)

Escenario	Consecuencia	Evento Iniciador	Frecuencia (1/MMHr)	Frecuencia (1/Año)	Fuente
B-83-111	Inundación de los quemadores y posible explosión del reformador	a.1 FV 381: falla en demanda	3.18 E-6	2.79 E-2	IR-S-02 Pag 50
		b.1 FIC381: falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		c. FT 381: falla por pérdida de función	3.00 E-6	2.63 E-2	OREDA Pag 538
		d.FY(I/I)381: falla en demanda	1.26E-5	1.10E-1	OREDA Pag 538
		d.FY(I/P)381: falla en demanda	1.26E-5	1.10E-1	OREDA Pag 538
		e.1 ZIC 382: falla en demanda	2.43 E-6	2.12 E-2	OREDA Pag 176
		d.1 HS381: pérdida de función	2.08E-7	1.80E-3	SINTEF Pag 15
		a.2 PV382: falla en demanda	3.18 E-6	2.79 E-2	OREDA Pag 568
		b.2 PIC312: pérdida de función	1.0E-6	8.76E-3	RMR Pag 381
		c. 2 PY(I/I)312 ^a /B/C: pérdida de función	PYA=1.26E-5 PYB=1.26E-5 PYC=1.26E-5	PYA=1.1E-1 PYB=1.1E-1 PYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		c. 2 PY382(I/P)A/B/C: pérdida de función	PYA=1.26E-5 PYB=1.26E-5 PYC=1.26E-5	PYA=1.1E-1 PYB=1.1E-1 PYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		d.2 PT 312A/B/C: falla por pérdida de función	PTA=5.5E-6 PTB=5.5E-6 PTC=5.5E-6	PYA=4.8E-2 PYB=4.8E-2 PYC=4.8E-2	OREDA Pag 538
		e.2 ZIC382: pérdida de función	1.0E-6	8.76E-3	RMR Pag 381
f.2 HS381: pérdida de función	2.08E-7	1.80E-3	SINTEF Pag 15		

Tabla 4.12 Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador (continuación)

Escenario	Consecuencia	Evento Iniciador	Frecuencia (1/MMHr)	Frecuencia (1/Año)	Fuente
B-83-121	No hay producción de hidrógeno y posible explosión del reformador por acumulación de gases	FV313 : falla en demanda	3.18 E-6	2.79 E-2	IR-S-02 pag 50
		FY(I/P)313:falla en demanda	1.26E-5	1.1E-1	OREDA Pag 538
		AIC 279: falla en demanda	1.59E-6	1.39E-2	OREDA Pag 538
		AY279A/B/C: pérdida de función	AYA=1.26E-5 AYB=1.26E-5 AYC=1.26E-5	AYA=1.1E-1 AYB=1.1E-1 AYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		AT279A/B/C: pérdida de función	ATA=3.00 E-6 ATB=3.00 E-6 ATC=3.00 E-6	ATA=2.63 E-2 ATB=2.63 E-2 ATC=2.63 E-2	OREDA Pag 538
		AE279: perdida de función	50E-6	4.38e-1	RRM Pag279
B-83-131	Posible explosión del reformador	FIC 270: Falla en demanda	20E-6	1.75E-1	RRM Pag 303
		FY270: pérdida de función	TYA=1.26E-5 TYB=1.26E-5 TYC=1.26E-5	TYA=1.1E-1 TYB=1.1E-1 TYC=1.1E-1	OREDA Pag 538
		FI270B: pérdida de función	62.8E-6	5.5E-1	OREDA Pag 811
		TT270A/B/C: pérdida de función	TTA=1.8 E-6 TTB=1.8 E-6 TTC=1.8 E-6	TTA=1.57E-2 TTB=1.57E-2 TTC=1.57E-2	SINTEF Pag 15
		TE270A/B/C: pérdida de función	TEA=0.2 E-6 TEB=0.2 E-6 TEC=0.2 E-6	TEA=1.75E-3 TEB=1.75E-3 TEC=1.75E-3	RRM Pag 316
		FIC392 : Falla en demanda	2.43E-6	2.12E-2	OREDA Pag 811
		HS392 : pérdida de función	2.08E-7	1.80E-3	SINTEF Pag 15
		FV392: Falla en demanda	3.18 E-6	2.79 E-2	IR-S-02 pag 50
		FY392(I/I)B: Falla en demanda	1.26E-5	1.1E-1	OREDA Pag 538
		FY392(I/P)B: Falla en demanda	1.26E-5	1.1E-1	OREDA Pag 538

4.4.2 Estimación de la Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador por Árboles de Fallas

Cada escenario esta compuesto por varios elementos, que al fallar uno de ellos se da origen a la falla en el lazo de control, por lo que se hace necesario estimar la Frecuencia del Evento Iniciador del conjunto que conforma al escenario estudiado. Para obtener el valor total de la Frecuencia del Evento Iniciador, se usará un Árbol de Falla para cada evento estudiado, siendo un esquema general para los eventos analizados, el mostrado en la figura 4.1.

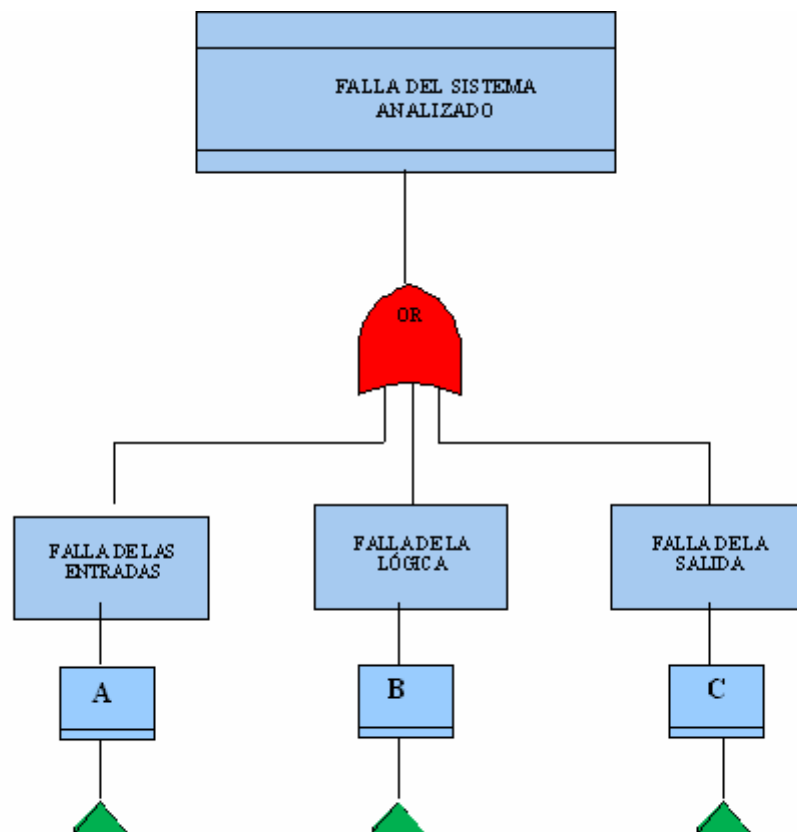


Figura 4.1 Árbol de Falla General para los Escenarios Estudiados

La frecuencia del Evento se calcula con la ecuación 4.2:

$$\text{Frecuencia de Evento} = \text{Fallas de las entradas} + \text{Fallas de la Lógica} + \text{Fallas de las Salidas} \quad (4.2)$$

4.4.3 Árbol de Falla para los Escenarios

Para el escenario B-83011, el Árbol de Fallas se puede desglosar como sigue en las figuras 4.2, 4.3, .4.4 y 4.5.

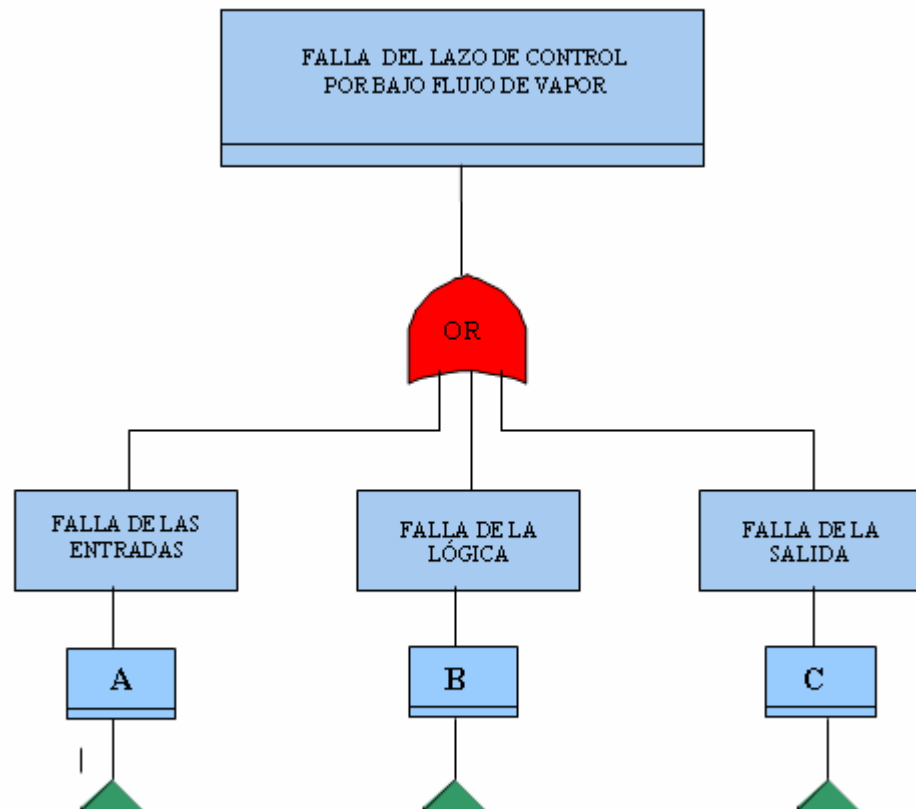


Figura 4.2 Configuración del Escenario B-83-011 por Fallas del Lazo de Control por Bajo Flujo de Vapor

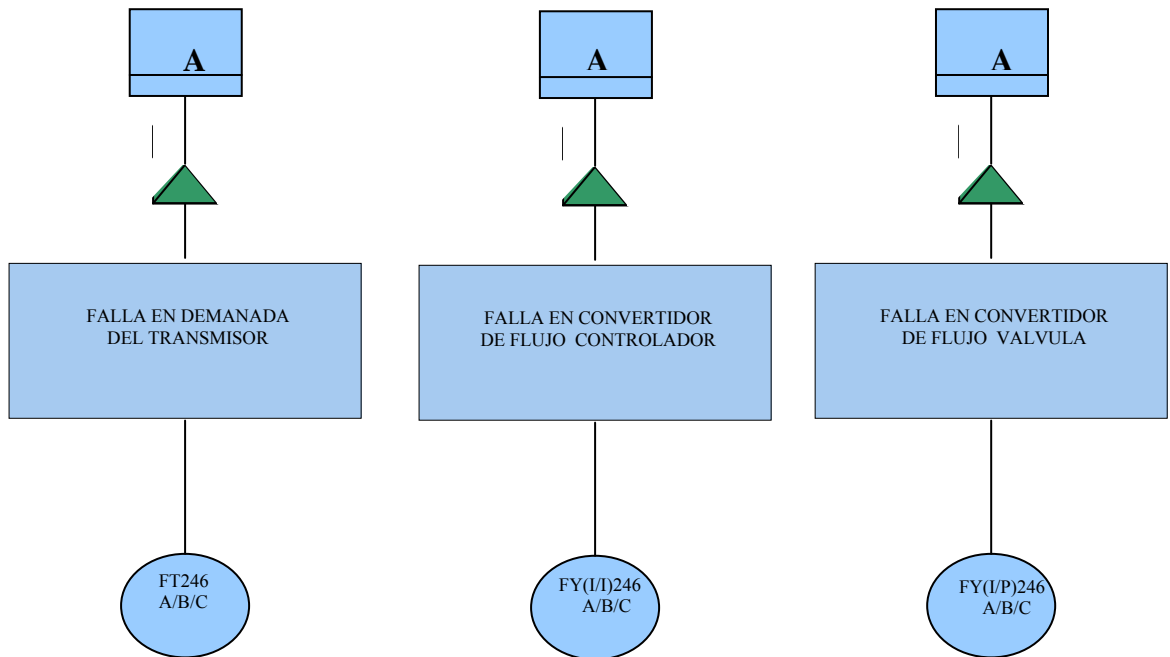


Figura 4.3 Configuración de los Sistemas de Entradas al Escenario B-83-011

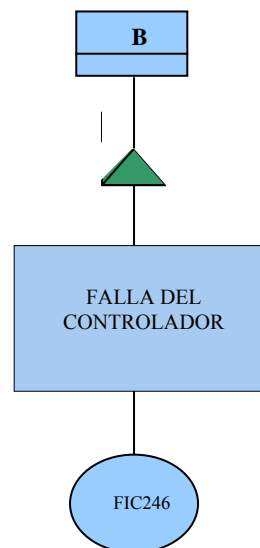


Figura 4.4 Configuración del Sistema Falla de Lógica escenario B-83-011

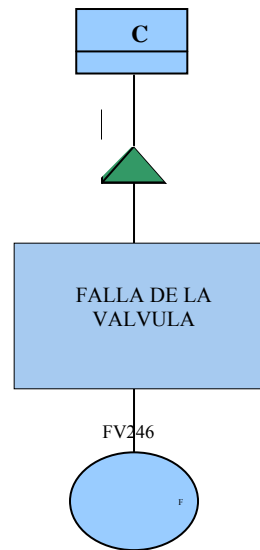


Figura 4.5 Configuración de la Salida Escenario B-83-011

4.4.4 Cálculo de la Frecuencia de Falla

Para el escenario B-8301, árbol de falla AFB-83-011, se tiene que la tasa de falla de las entradas Transmisor FT246A/B/C y Convertidor de flujo FY246A/B/C, para estos sistemas que trabajan en paralelo, es decir, trabajan en subgrupos de componentes, ó relacionados en pares, hay que hacer una combinación entre los componentes, para luego usar la siguiente ecuación [26]:

$$\lambda_p = \frac{\lambda_1 \lambda_2 (r_1 + r_2)}{1 + \lambda_1 r_1 + \lambda_2 r_2} \quad (4.3)$$

FT246 A y FT246B: $\lambda_1=2.6E-2/años$, $\lambda_2=2.6E-2/años$

$r=8$ Horas

$$\lambda_{A/B} = \frac{(2.63E-2 \times 2.63E-2)(8+8)}{1 + 2.63E-2 \times 8 + 2.63E-2 \times 8} = 0.0078 / año$$

- Luego se hace el cálculo para $\lambda_{A/C}$, $\lambda_{B/C}$, donde por tener los mismos datos resulta:

$$\lambda_{A/C} = 0.0078/año$$

$$\lambda_{B/C} = 0.0078/\text{año}$$

➤ Luego:

$$\lambda_{FT}(A/B + \lambda_{A/C} + \lambda_{B/C}) = 0.0228 = 2.34E-2$$

➤ Tasa de falla de las entradas Convertidor de Flujo FY246A/B/C, se usa la ecuación 4.3:

$$\text{FY246 A y FY246B: } \lambda_A = 0.110/\text{años}, \lambda_B = 0.110/\text{años}$$

$$r = 8 \text{ Horas}$$

$$\lambda_{A/B} = \frac{(0.110 \times 0.110)(8 + 8)}{1 + 0.110 \times 8 + 0.110 \times 8} = 0.070 / \text{año}$$

➤ Luego se hace el cálculo para $\lambda_{A/C}$, $\lambda_{B/C}$, que por tener los mismos datos resulta:

$$\lambda_{A/C} = 0.070/\text{año}$$

$$\lambda_{B/C} = 0.070/\text{año}$$

➤ Después:

$$\lambda_{FY}(A/B + \lambda_{A/C} + \lambda_{B/C}) = 0.21/\text{años}$$

➤ Por lo que la Frecuencia de Falla para el escenario B-83-011 por fallas del lazo de control por bajo flujo de vapor es:

$$\lambda(B-83-011) = \lambda_{FT246} + \lambda_{FY(I/I)246} + \lambda_{FY(I/P)246} + \lambda_{FIC246} + \lambda_{FV246} =$$

$$\lambda(B-83-011) = (2.34E-2 + 2.1E-1 + 2.1E-1 + 2.12E-2 + 2.79E-2) = 4.9E-1/\text{años}$$

✓ Esta configuración de árbol de falla es la utilizada en los escenarios: B-83021, B-83-031, B-83-041, B-83-051, B-83-121, B-83-131.

Los escenarios B-83-061, B-83-071, B-83-081, B-83-091 y B-83-101, se componen de un solo elemento, no necesita ser desglosado en árbol de fallas. Para

el escenario B-83-111, se tiene el siguiente desglose de árbol de fallas, figuras 4.6 a la 4.14:

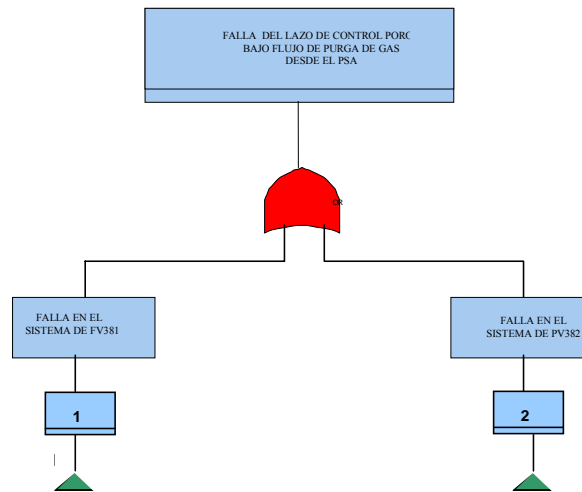


Figura 4.6 Configuración del Escenario B-83-111 en el Lazo de Control

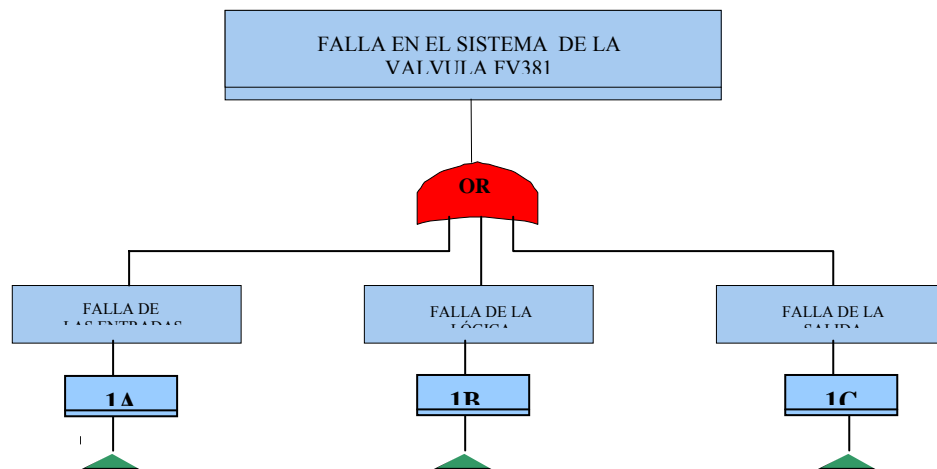


Figura 4.7 Configuración del Escenario B-83-111 Falla en FV381

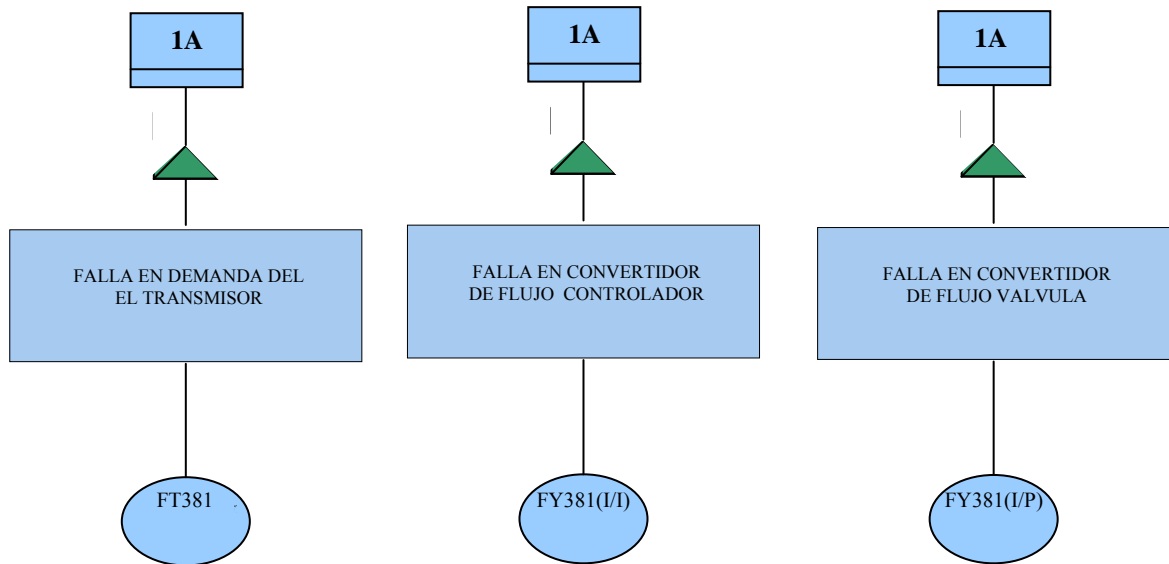


Figura 4.8 Configuración de los Sistemas de Entradas al Escenario B-83-111 para FV 381

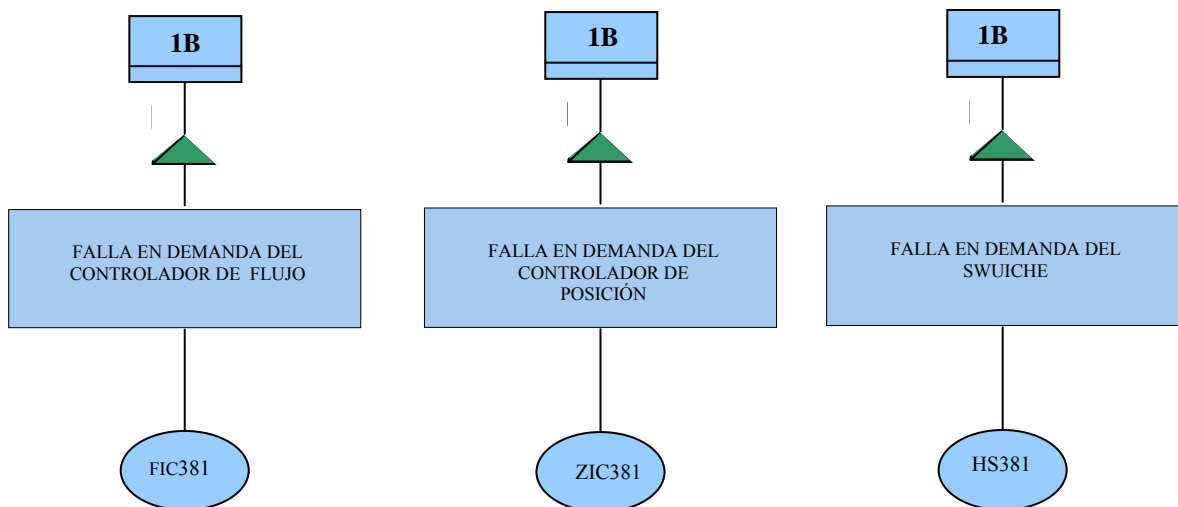


Figura 4.9 Configuración de los Sistemas de Lógica Solvers del Escenario B-83-111 para FV381

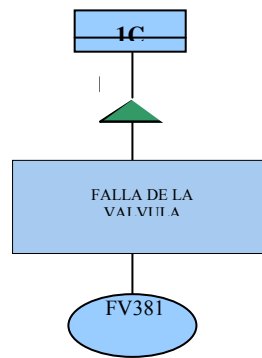


Figura 4.10 Configuración de la Salida del Escenario B-83-111 para FV381

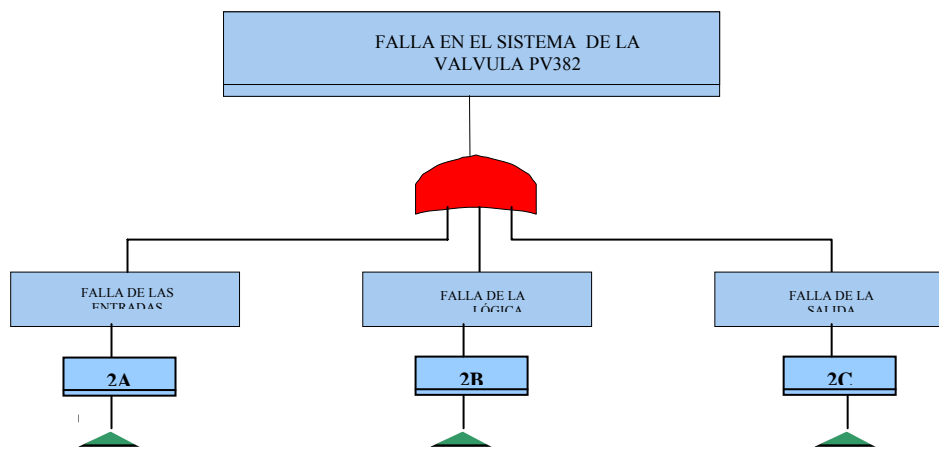


Figura 4.11 Configuración del Escenario B-83-111 para PV382

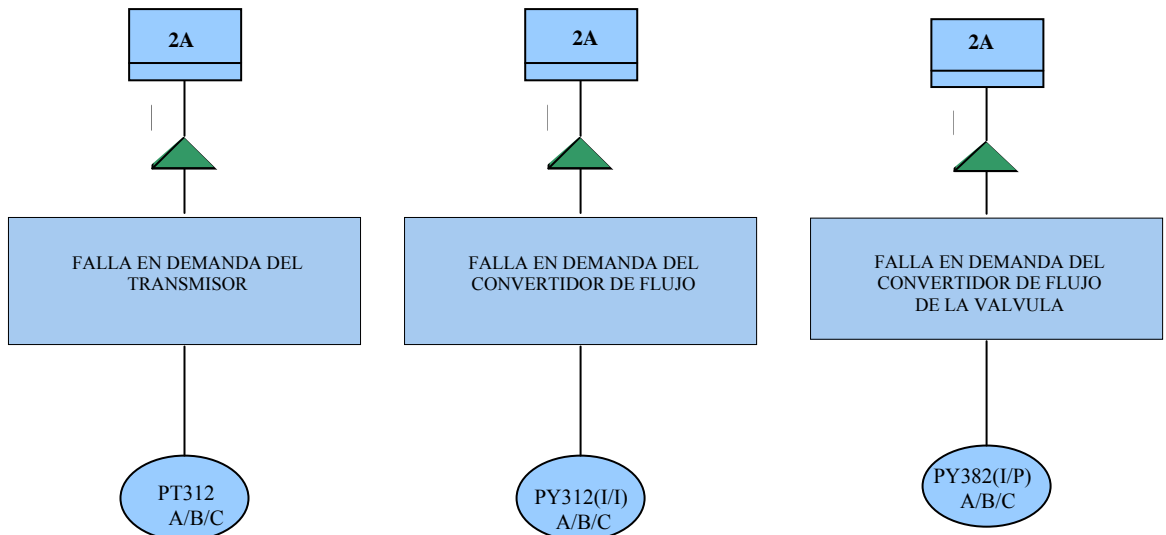


Figura 4.12 Configuración de los Sistemas de Entrada al Escenario B-83-111 para PV382

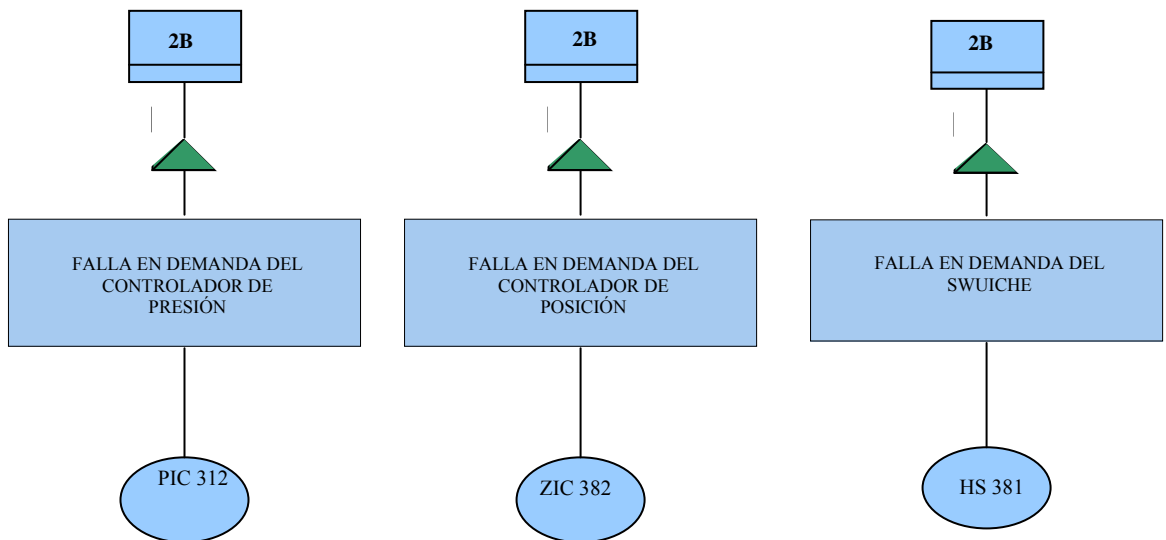


Figura 4.13 Configuración de los Sistemas de Lógica Solvers del Escenario B-83-111 para PV382

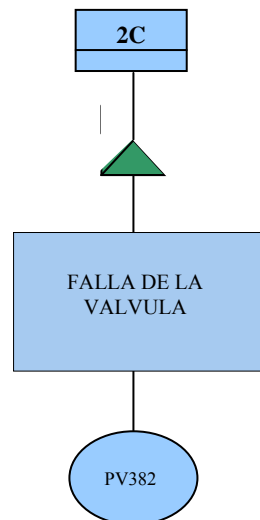


Figura 4.14 Configuración de la Salida del Escenario B-83-111 para PV382

Tabla 4.13 Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador Obtenida de Árboles de Falla

Escenario	Identificación del Árbol de Falla	Tasa de Fallas de las Entradas (1/Año)	Tasa de Fallas de las Lógica (1/Año)	Tasa de Fallas de las Salidas (1/Año)	Frecuencia del Evento Obtenida con Árbol de Falla (1/Año)
B-83-011	AFB-83-011	FT 246A/B/C 2.34E-2 FY(I/I)246A/B/C 2.10E-1 FY(I/P)246A/B/C 2.10E-1	FIC 246 2.12E-2	FV 246 2.79E-2	4.90E-1
B-83-021	AFB-83-021	FT 246A/B/C 2.34E-2 FY(I/I)246A/B/C 2.1E-1 FY(I/P)246A/B/C 2.1E-1	FIC 246 2.12E-2 HS246 1.80E-3	MOV256 1.2E-2 FV 246 1.93E-2	4.97E-1
B-83-031	AFB-83-031	FT 246A/B/C 2.34E-2 FY(I/I)246A/B/C 2.1E-1 FY(I/P)246A/B/C 2.1E-1	FIC246 2.12E-2	FV 246 1.93E-2	4.84E-1
B-83-041	AFB-83-041	FT 239A/B/C 2.34E-2 FY(I/I)239A/B/C 2.10E-1 FY(I/P)239A/B/C 2.10E-1	HIC241 2.12E-2 FIC239 2.12E-2	FV 239 1.93E-2	5.10E-1
B-83-051	AFB-83-051	FT 239A/B/C 2.34E-2 FY(I/I)239A/B/C 2.10E-1 FY(I/P)239A/B/C 2.10E-1	HIC241 2.12E-2 FIC239 2.12E-2	FV 239 1.93E-2	5.10E-1
B-83-061	AFB-83-061	Rotura de la tubería de de aproximadamente 24''			1.30E-3
B-83-071	AFB-83-071	Rotura de la tubería de de aproximadamente 24''			1.30E-3

Tabla 4.13 Frecuencia de Ocurrencia del Evento Iniciador Obtenida de Árboles de Falla
(continuación)

Escenario	Identificación del Árbol de Falla	Tasa de Fallas de la Entradas (1/Año)	Tasa de Fallas de las Lógica (1/Año)	Tasa de Fallas de las Salidas (1/Año)	Frecuencia del Evento Obtenida con Árbol de Falla (1/Año)
B-83-081	AFB-83-081	Falla en demanda de la PCV 302			1.34E-1
B-83-091	AFB-83-091	Falla en demanda de la PCV 302			1.34E-1
B-83-010	AFB -83-010	Pérdida de función del motor de inducción del Ventilador de Tiro Forzado IDFAN			2.8E-2
B-83-101	AFB-83-101	Rotura de la tubos del reformador de de aproximadamente 15"			1.30E-4
B-83-111	AFB-83-111 ^a	FT 381 2.63E-2 FY (I/I)381 1.10E-1 FY (I/P)381 1.10E-1	FIC 381 2.12E-2 ZIC382 2.12E-2 HS381 1.80E-3	FV 381 2.79E-2	3.18E-1
	AFB-83-111B	PT 312A/B/C 2.50E-1 PY (I/I)312A/B/C 1.10E-1 PY (I/P)312A/B/C 1.10E-1	PIC 381 8.76E-3 ZIC382 8.76E-3 HS381 1.80E-3	PV382 2.79E-2	5.1E-1
B-83-121	AFB-83-121	AT 279A/B/C 2.34E-2 AY279A/B/C 1.10E-1 AE279A/B/C 4.38E-1 FY (I/P)312 1.10E-1	AIC279 1.39E-2	FV 313 2.79E-2	7.20E-1
B-83-131	AFB-83-1311	TT 270A/B/C 3.15E-5 TY270A/B/C 1.10E-1 TE270A/B/C 4.77E-5 FY (I/I)392 1.10E-1 FY (I/P)392 1.10E-1	TIC270 1.75E-1	FV 392 2.90E-2	5.5E-1
			FIC392 2.12E-2 HS392 1.80E-3		

4.5 PROBABILIDAD DE OCURRENCIA PARA EL EVENTO HABILITADOR

Se consideró una fuga mayor, de acuerdo con la IR-S-02 [20], de 1-50 ks/s del flujo considerado (vapor/gas), los cuales están en la tabla 4.14, para la probabilidad de ignición y explosiones. La estadía de personal en el área de Operaciones se estableció con un valor de 0.68, este dato fue reportado por el personal de operadores en planta para la Refinería Puerto La Cruz. Cuando se toma la acción de Operador como Capa de Protección se usó el valor de 1, según IR-S-02 [20].

4.6 USO DE LOPA PARA ANALIZAR LA PROTECCIÓN DEL LAZO DE CONTROL

Para determinar si el lazo de control estudiado necesita de un sistema instrumentado de seguridad, se hace una corrida usando la metodología LOPA, Capas de Protección Contra un Posible Accidente, (Layers of Defense Against a Possible Accident) para cada uno de los escenarios estudiados, siguiendo la metodología descrita para el Método Cuantitativo propuesto en el libro de LOPA [22].

4.6.1 Formato LOPA

En el formato utilizado para las corridas LOPA, se incorporan las siguientes informaciones:

- 1) Peligro Identificado: en este punto se colocan los datos del proyecto, de la unidad o equipo sobre el cual trabaja, los planos donde se puede encontrar información.
- 2) Riesgo Aceptable ó Meta: esta sección se compone de los siguientes puntos:

- Valor de Riesgo Meta: para determinar el Riesgo Aceptable o Meta, se consultó la tabla número 8 de IR-P-02 [15], y se le dio una clasificación a cada escenario, ver tabla 4.15.
- Periodo Meta: es el lapso de tiempo para ocurrir el evento, y se calcula con la ecuación 4. 4:

$$\text{Periodo Meta (años)} = 1 / \text{Riesgo Meta} \quad (4.4)$$

- Clasificación de la Instalación: para realizar esta clasificación se uso el criterio de la Norma PDVSA IR-P-02 Rev. 0 [15], de marzo 2002, dados en la tabla número 8 de esta, se le dio una clasificación a cada escenario, ver tabla 4.15.

En la tabla 4.16, se encuentran la clasificación de los eventos de acuerdo a la Norma IR-P-02 [15].

4.6.2 Evento Iniciador

- El evento iniciador se identificó en el punto 4.3 con los datos arrojados por el HAZOP [24].
- Frecuencia de Evento Iniciador: la frecuencia de ocurrencia del evento iniciador se calculó en el punto 4.4, utilizando árboles de falla y los datos de las bibliografías consultadas.
- Periodo de Ocurrencia de Evento Iniciador: es el lapso de tiempo para ocurrir ese evento, y se calcula con la ecuación 4. 5:

$$\text{Periodo de ocurrencia de la Falla (años)} = 1 / \text{Frecuencia de Falla} \quad (4.5)$$

4.6.3 Eventos Habilitadores

Eventos Habilitadores, Condicionantes o Modificadores: estos se seleccionaron en el punto 4.5. De la IR-S-02[20], se tomaron los valores de la Probabilidad de Ocurrencia de Eventos Habilitadores (POE), los cuales, para totalizarlos se multiplican, ecuación 4.6:

$$POE = POE1 * POE2 * POE3 * POEi \quad (4.6)$$

4.6.4 Frecuencia de Evento no Mitigado

Luego se obtiene la Frecuencia del Evento no Mitigado, ecuación 4.7:

$$\text{Frecuencia de evento no mitigado} = \text{Frecuencia de Evento Iniciador} * POE \quad (4.7)$$

4.6.5 Probabilidad de Falla en Demanda de las Capas de Protección

Capas de Protección Independientes y Resguardos: se colocan todas los elementos que se consideren Capas de Protección para mitigar el Evento Iniciador y se toman los valores de Probabilidad de Falla en Demanda (PFDC) de cada una, su total, es la multiplicación de cada valor, ecuación 4.8:

$$PFDC = CP1 * CP2 * CP3 * Cpi \quad (4.8)$$

4.6.6 Frecuencia de Evento Mitigado

Luego se obtiene la Frecuencia del Evento Mitigado, ecuación 4.9:

$$\text{Frecuencia de Evento Mitigado} = \text{Frecuencia de Evento no Mitigado} * PFDC \quad (4.9)$$

Tabla 4.14 Probabilidad de Ocurrencia del Evento Habilitador

Escenario	Peligro Identificado	Evento Habilitador	Frecuencia de Ocurrencia del evento Habilitador [15]
B-83-011	Posible coquificación de los tubos del reformador	Probabilidad de Ignición	0.07
		Probabilidad de Operadores en Planta	0.68
B-83-021	Posible coquificación de los tubos del reformador	Probabilidad de Ignición	0.07
		Probabilidad de Operadores en Planta	0.68
B-83-031	Posible coquificación de los tubos del reformador	Probabilidad de Ignición	0.07
		Probabilidad de Operadores en Planta	0.68
B-83-041	Posible coquificación de los tubos del reformador	Probabilidad de Ignición	0.07
		Probabilidad de Operadores en Planta	0.68
B-83-051	Posible coquificación de los tubos del reformador	Probabilidad de Ignición	0.07
		Probabilidad de Operadores en Planta	0.68
B-83-061	Posible fuego en el reformador	Probabilidad de Ignición	0.07
B-83-071	Posible fuego en el reformador	Posibilidad de Explosión del Reformador	0.12
B-83-081	Posible fuego en el reformador	Posibilidad de Explosión del Reformador	0.12
B-83-091	Posible fuego en el reformador	Posibilidad de Explosión del Reformador	0.12
B-83-101	Posible explosión del reformador	Posibilidad de Explosión del Reformador	0.12
B-83-101	Posible explosión del reformador	Posibilidad de Explosión del Reformador	0.12
B-83-111A/B	Posible explosión del reformador	Posibilidad de Explosión del Reformador	0.12
B-83-121	No hay combustión. Posible explosión del reformador	No hay eventos habilitadores	1.00
B-83-131	No se cumple relación vapor/carbono. Posible explosión del reformador	No hay eventos habilitadores	1.00

Tabla 4.15 Nivel de Riesgo Meta o Aceptable [15]

Clasificación de la Instalación	Nivel de Riesgo Meta o Aceptable (1/año)
Normalmente atendida y no atendida con potencial de afectar a terceros	10E-6
Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10E-5
No atendida con potencial reproducir pérdidas (costo reposición, pérdidas de producción) > 100M\$	10E-4
No atendida con potencial de dañar equipos mayores (principales de procesos)	10E-3
No atendida con potencial de dañar equipos menores (auxiliares de procesos)	10E-2

En la parte inferior del formato LOPA encontramos la siguiente información:

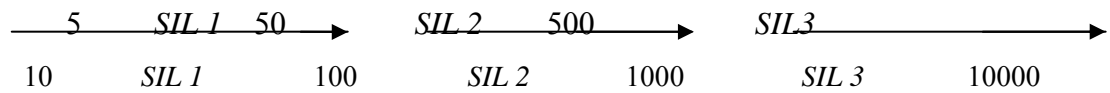
- 1) Análisis de las Capas de Protección (LOPA): esta sección representa la efectividad de las Capas de Protección para el evento estudiado: se observa el valor de la frecuencia del evento no mitigado, el valor de la frecuencia del evento mitigado con las capas de protección existentes, y el valor de la efectividad de las capas analizadas.
- 2) Evento Impactante: esta sección representa el valor de la frecuencia de evento mitigado ya calculada, el periodo de ocurrencia del evento mitigado, el riesgo meta del evento iniciador, la división ente riesgo meta y frecuencia de evento mitigado, en función de esa división se obtiene el valor PDFavg. En esta sección se encuentra el factor de Reducción de Riesgo de las Capas de Protección FRR, que es el inverso de PDFavg, que en conjunto ambos valores permiten ubicar el Nivel SIL requerido [22].
- 3) Para determinar el Nivel SIL del evento: de acuerdo a los resultados obtenidos de Factor de Reducción de Riesgo y Probabilidad de Falla en Demanda, se va a la tabla número 4.17 tomada del libro LOPA [22] y se selecciona el nivel SIL del evento estudiado, con la finalidad de decir si las Capas de Protección del proceso son suficientes para actuar ante un evento no esperado de riesgo. En caso de no ser así, se deben seleccionar

instrumentos que permitan que el escenario estudiado este protegido ante una eventualidad que pueda interrumpir el proceso

Tabla 4.16 Clasificación de la Instalación

Escenario	Nombre de evento	Frecuencia del evento (1/año)	Clasificación de la Instalación	Riesgo Meta (1/año)
B-83-011	Falla del lazo de control por bajo flujo de vapor	4.90E-1	Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10E-5
B-83-021	Falla del lazo de control por no haber flujo de vapor	4.97E-1	Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10E-5
B-83-031	Falla del lazo de control por alto flujo de vapor	4.84E-1	Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10E-5
B-83-041	Falla de lazo de control por alto flujo de gas	5.10E-1	Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10E-5
B-83-051	Falla de lazo de control por bajo flujo de gas	5.10E-1	Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10E-5
B-83-061	Se enciende la sección de convección del reformador por Fuga en el Serpentin del E-8322	1.30E-1	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-4
B-83-071	Gran incendio en la sección de convección del reformador y fuego en la chimenea, por rompimiento del Serpentin E-8322	1.30E-3	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-4
B-83-081	Bajo flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV	1.34E-1	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-4
B-83-091	Alto flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV	1.34E-1	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-4
B-83-010	Baja presión en la caja de fuego (firebox) por pérdida de función del motor del ID FAN	2.8E-2	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-4
B-83-101	Alta presión en la caja de fuego (firebox) por ruptura del tubo del reformador	1.30E-4	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-4
B-83-111A	Bajo flujo de purga de gas desde el PSA por fallas en el lazo de control	3.18E-1	Normalmente atendida con potencial de afectar a personal propio y/o al ambiente	10E-5
B-83-111B	Bajo flujo de purga de gas desde el PSA por fallas en el lazo de control	5.10E-1	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-5
B-83-121	No hay flujo de aire para la combustión desde FD fan G-8325 hacia E-8325	7.20E-1	No atendida con potencial de dañar equipos mayores (principales de procesos)	10E-3
B-83-131	Alta temperatura en la sección de radiación del reformador	5.50E-1	No atendida con potencial reproducir pérdidas(costo reposición, pérdidas de producción)>100M\$	10E-4

De acuerdo a la experiencia del personal de seguridad en los diferentes proyectos, se puede trabajar con el siguiente criterio para mayor previsión de sucederse un evento, para el Factor de Reducción de Riesgos (FRR):



Es decir, la norma IR-P-02 [15], indica que para un sistema que ofrezca un SIL 1, el Factor de Reducción de Riesgo que este posee se encuentra entre 10 a 100 años. De acuerdo a la experiencia del personal de seguridad e instrumentación, para ser más previsivos es, para un sistema que ofrezca un SIL 1, el Factor de Reducción de Riesgo que posee se encuentra entre 5 a 50 años. En función de esta información se establecieron los valores del Factor de Reducción de Riesgo para este trabajo.

Tabla 4.17 Demanda del Nivel de Integridad en Modo de Operación [15]

Nivel de Seguridad e Integridad en Demanda Modo de Operación	Probabilidad de Falla en Demanda (PDFavg)	Factor Reducción de Riesgo (FRR)
4	$\geq 10E-5$ a $10E-4$	> 10000 a ≤ 100000
3	$\geq 10E-4$ a $10E-3$	> 1000 a ≤ 10000
2	$\geq 10E-3$ a $10E-2$	> 100 a ≤ 1000
1	$\geq 10E-2$ a $10E-1$	> 10 a ≤ 100

4.6.7 Resultados de las Corridas LOPA

Los resultados de las corridas se encuentran en el anexo 5. De estas corridas se obtuvo la información dada en las tablas 4.18 y 4.19..

Tabla 4.18 Resultados de LOPA

Escenario	Riesgo Meta Evento Iniciador	Frecuencia Evento Iniciador 1/Año	Frecuencia de Ocurrencia de Eventos Habilitadores 1/año	Frecuencia de Evento no Mitigado 1/Año	Efectividad de Capas de Protección 1/Año	Frecuencia de Evento Mitigado 1/Año	Diferencia (RM-FM) 1/Año	PDFavg Riesgo Meta Evento Iniciador/ Frecuencia de Evento Mitigado)	FRR (1/PDFavg) (Años)	SIL requerido según IR-P-02
B-83-011	1E-5	4.90E-1	4.76E-2	2.33E-2	1.00E-2	2.33E-4	-2.33E-4	4.29E-2	23.32	1
B-83-021	1E-5	4.97E-1	4.76E-2	2.37E-2	1.00E-2	2.37E-4	-2.27E-4	4.32E-2	23.66	1
B-83-031	1E-5	4.84E-1	4.76E-2	2.30E-2	1.00E-2	2.30E-4	-2.20E-4	4.34E-2	23.04	1
B-83-041	1E-5	5.10E-1	4.76E-2	2.43E-2	1.00E-2	2.43E-4	-2.33E-4	4.12E-2	24.28	1
B-83-051	1E-5	5.10E-1	8.16E-2	4.16E-2	1.00E-2	4.16E-4	-4.06E-2	2.40E-2	41.62	1
B-83-061	1E-4	1.30E-1	7.00E-2	9.10E-3	1.00E-2	9.10E-5	9.00E-6	1.10E+00	0.91	a
B-83-071	1E-4	1.30E-3	1.20E-1	1.56E-4	1.00E-2	1.56E-6	9.84E-5	6.41E+1	0.02	a
B-83-081	1E-4	1.34E-1	1.20E-1	1.61E-2	1.00E-2	1.61E-4	-6.80E-5	6.22E-1	1.61	1

Tabla 4.18 Resultados de LOPA (continuación)

Escenario	Riesgo Meta Evento Iniciador	Frecuencia Evento Iniciador 1/Año	Frecuencia de Ocurrencia de Eventos Habilitadores 1/año	Frecuencia de Evento no Mitigado 1/Año	Efectividad de Capas de Protección	Frecuencia de Evento Mitigado 1/Año	Diferencia (RM-FM) 1/Año	PDFavg (Riesgo Meta Evento Iniciador/ Frecuencia de Evento Mitigado)	FRR (1/PDFavg)	SIL requerido según IR-P-02
B-83-091	1E-4	1.34E-1	1.20E-1	1.61E-4	1.00E-2	1.61E-4	-6.80E-5	6.22E-1	1.61	1
B-83-010	1E-4	2.80E-2	1.20E-1	3.36E-3	1.00E-2	3.36E-5	6.64E-5	2.98E+0	0.3360	a
B-83-101	1E-4	1.30E-4	1.20E-1	1.56E-5	1.00E-2	1.56E-7	9.98E-5	6.41E+2	0.0016	a
B-83-111A	1E-5	3.18E-1	1.20E-1	3.82E-2	1.00E-2	3.82E-4	-3.72E-4	2.62E-2	38.16	1
B-83-111B	1E-5	5.10E-1	1.20E-1	6.12E-2	1.00E-2	6.12E-4	-6.02E-4	1.63E-2	61.20	2
B-83-121	1E-3	7.20E-1	1.00E+0	7.20E-1	1.00E-1	7.20E-2	-7.10E-2	1.39E-2	72.00	2
B-83-131	1E-4	5.50E-1	1.00E+0	5.50E-1	1.00E-2	5.50E-3	-5.40E-3	1.83E-2	55.00	2

NOTA: SIL a: el escenario no requiere SIS [15]

Tabla 4.19 Información de Periodo de Ocurrencia de Eventos Según LOPA

Evento	Riesgo Meta de Evento Iniciador (años)	Período de Ocurrencia de Evento Iniciador (años)	Período ocurrencia de Evento Mitigado (años)
B-83-011	100000	2	4287
B-83-021	100000	2	4227
B-83-031	100000	2	4341
B-83-041	100000	2	4119
B-83-051	100000	2	2403
B-83-061	10000	8	10989
B-83-071	10000	770	641026
B-83-081	10000	7	6219
B-83-091	10000	7	6219
B-83-010	10000	36	29762
B-83-101	10000	7692	6410256
B-83-111A	100000	3	2621
B-83-111B	100000	2	1634
B-83-121	1000	1	14
B-83-131	10000	2	182

4.7 CÁLCULO DE LAS CONTRIBUCIONES DE LAS TASAS DE FALLAS DE LOS INSTRUMENTOS A LA TASA DE FALLA DEL ESCENARIO.

De la tabla 4.13 se toman las tasas de fallas de los elementos que conforman las entradas, la lógica y las salidas la cual se dividirá entre la tasa de falla del evento iniciador (total), esto permite obtener información de cual de los elementos estudiados por lazo, proporciona una mayor tasa de falla cuando se desarrolla un evento. Para el cálculo del porcentaje de contribución de cada elemento a la falla del escenario se utiliza la ecuación 4.10, los resultados se encuentran en la tabla 4.20.

$$\% \text{ Contribución} = \left(\lambda_i \setminus \sum \lambda_i \text{ evento iniciador} \right) \times 100 \quad (4.10)$$

Tabla 4.20 Porcentaje de Contribución de los Elementos a la Tasa de Falla del Evento

Escenario	Identificación del Árbol de Falla	% Contribución de las Entradas	% Contribución de las Lógica	% Contribución de las Salidas	Total
B-83-011	AFB-83-011	FT 246A/B/C 4.77 FY(I/I)246A/B/C 42.86 FY(I/P)246A/B/C 42.85	FIC 246 4.35	FV 246 5.16	100
B-83-021	AFB-83-021	FT 246A/B/C 4.70 FY(I/I)246A/B/C 42.25 FY(I/P)246A/B/C 42.25	FIC 246 4.26 HS246 0.36	MOV256 2.41 FV 246 3.77	100
B-83-031	AFB-83-031	FT 246A/B/C 4.83 FY(I/I)246A/B/C 43.38 FY(I/P)246A/B/C 43.38	FIC246 4.38	FV 246 3.98	100
B-83-041	AFB-83-041	FT 239A/B/C 4.58 FY(I/I)239A/B/C 41.17 FY(I/P)239A/B/C 41.17	HIC241 4.15 FIC239 4.15	FV 239 3.78	100
B-83-051	AFB-83-051	FT 239A/B/C 4.58 FY(I/I)239A/B/C 41.17 FY(I/P)239A/B/C 41.17	HIC241 4.15 FIC239 4.15	FV 239 3.78	100
B-83-061	AFB-83-061	Rotura de la tubería de de aproximadamente 24" 100			100
B-83-071	AFB-83-071	Rotura de la tubería de de aproximadamente 24" 100			100

Tabla 4.20 Porcentaje de Contribución de los Elementos a la Tasa de Falla del Evento
(continuación)

Escenario	Identificación del Árbol de Falla	% Contribución de las Entradas	% Contribución de las Lógica	% Contribución de las Salidas	Total
B-83-081	AFB-83-081	Falla en demanda de la PCV 302 100			100
B-83-091	AFB-83-091	Falla en demanda de la PCV 302 100			100
B-83-010	AFB-83-010	Perdida de función del motor de inducción de G-8324 100			100
B-83-101	AFB-83-101	Rotura de la tubos del reformador de de aproximadamente 15" 100			100
B-83-111	AFB-83-111 ^a	FT 381 8.27 FY (I/I)381 34.59 FY (I/P)381 34.59	FIC 381 6.66 ZIC382 6.66 HS381 0.56	FV 381 8.77	100
	AFB-83-111B	PT 312A/B/C 49.01 PY (I/I)312A/B/C 21.56 PY (I/P)312A/B/C 21.56	PIC 381 1.71 ZIC382 1.71 HS381 0.35	PV382 5.47	100
B-83-121	AFB-83-121	AT 279A/B/C 3.25 AY279A/B/C 15.27 AE279A/B/C 60.83 FY (I/P)312 15.27	AIC279 1.93	FV 313 3.85	100
B-83-131	AFB-83-1311	TT 270A/B/C 0.0057 TY270A/B/C 20 TE270A/B/C 0.0086 FY(I/I)392 20 FY(I/P)392 20	TIC270 31.81	FV 392 4.30	100
			FIC392 3.85 HS392 0.032		

4.8 DETERMINACIÓN DE UN SISTEMA PARA CUBRIR EL NIVEL SIL DE LOS EVENTOS ESTUDIADOS

De acuerdo a los resultados obtenidos de los eventos analizados, se hace necesario implementar un sistema, para cubrir el Nivel Integral de Seguridad (SIL). El Licenciante de la Unidad propuso un Sistema instrumentado de Seguridad (SIS) utilizando unas Funciones Instrumentadas de Seguridad (SIF's). En los Diagramas de Instrumentación y Tuberías se encuentran incorporadas estas SIF's, su función es que el sistema se haga seguro ante cualquier evento que perturbe su funcionamiento normal. PDVSA realizó un estudio de clasificación SIL cualitativo para esta instrumentación propuesta [27]. Es este estudio se realizó la verificación del Nivel SIL de las SIF's propuestas, a fin de verificar si cubren el nivel SIL de los escenarios analizados al ocurrir un evento.

4.9 CÁLCULO DEL NIVEL SIL DE LA SIF PROPUESTA

Para realizar el cálculo del Nivel SIL de la Función Instrumentada de Seguridad (SIF) se tomaron las datas de instrumentos certificados, de acuerdo a las condiciones de presión y temperatura de las secciones estudiadas, ver tabla 4.21.

4.9.1 Instrumentos de Seguridad Certificados

En la tabla 4.22 se presentan instrumentos de seguridad certificados, que se tomaran como referencia para la verificación del SIL-SIS, de los manuales ROSEMOUNT[28], TRICONEX [29] , EMERSON [30], HONEYWELL[31], SINTEF [24] y de manuales de Internet con información de equipos certificados [32].}

El dato de la tasa de falla de la válvula de control de presión se tomó de información de manuales de Internet [32].

**El transmisor de oxígeno que posiblemente se usará en el Proyecto es de tecnología ROSEMOUNT, el cual está certificado, pero en los manuales no se encontró la tasa de falla del mismo, por lo que se tomó el valor dado en por SINTEF [25].

Con estos datos se realizaron Árboles de Fallas para los instrumentos que conforman el Sistema Instrumentado de Seguridad, ver las 4.15, 4.16, 4.17 y 4.18 de acuerdo a los escenarios analizados.

Tabla 4.21 Condiciones de Operación del Sistema Estudiado

Escenario	DTI	CONDICIONES DE OPERACIÓN	Escenario	DTI	CONDICIONES DE OPERACIÓN
B-83-011	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20808	T=1050°F P=355psig+14.7= 369.7 psi	B-83-081	3006-2831-FP20820	T=1050°F P=100psig
B-83-021	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20808	T=1050°F P=355psig	B-83-091	3006-2831-FP20820	T=1050°F P=100psig
B-83-031	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20808	T=1050°F P=355psig	B-83-101	3006-2831-FP20820	T=1600°F P=355psig
B-83-041	3006-2831-FP20807 3006-2831-FP20808	T=1050°F P=10psig	B-83-111*	3006-2831-FP20819	T=90°F P=101psig
B-83-051	3006-2831-FP20807 3006-2831-FP20808	T=1050°F P=10psig	B-83-111B		T=90°F P=101psig
B-83-061	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20809	T=1050°F P=11psig	B-83-121	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20812	T=300°F P=15psig
B-83-071	3006-2831-FP20810 3006-2831-FP20809	T=1050°F P=11psig	B-83-131	3006-2831-FP20809	T=1600°F P=355psig

Tabla 4.22 Datos de los Instrumentos asociados al EDS

Instrumento	Modelo	Tipo	Rango de medición	Proveedor	Tasa de falla/horas
Transmisor de Flujo o Presión	3051S	Presión Diferencial	-2000 a 2000 psi -137.9 a 137.9 bar	ROSEMOUNT	356E-9
Controlador	5300	Triple modular redundante		TRICONEX	3.73E-9
Válvulas Falla Cerrada	Vee-Ball V150,V200 V300	Rotativas Sil 3		EMERSON	765E-9
Válvula Falla Abierta	Vee-Ball V150,V200 V300	Rotativas Sil 3		EMERSON	339E-9
Transmisor de Temperatura	STT250	Termocupla	-292 a 2502°F	HONEYWELL	20000E-9
Transmisor de Oxígeno	Genérico			ROSEMOUNT	4E-6**

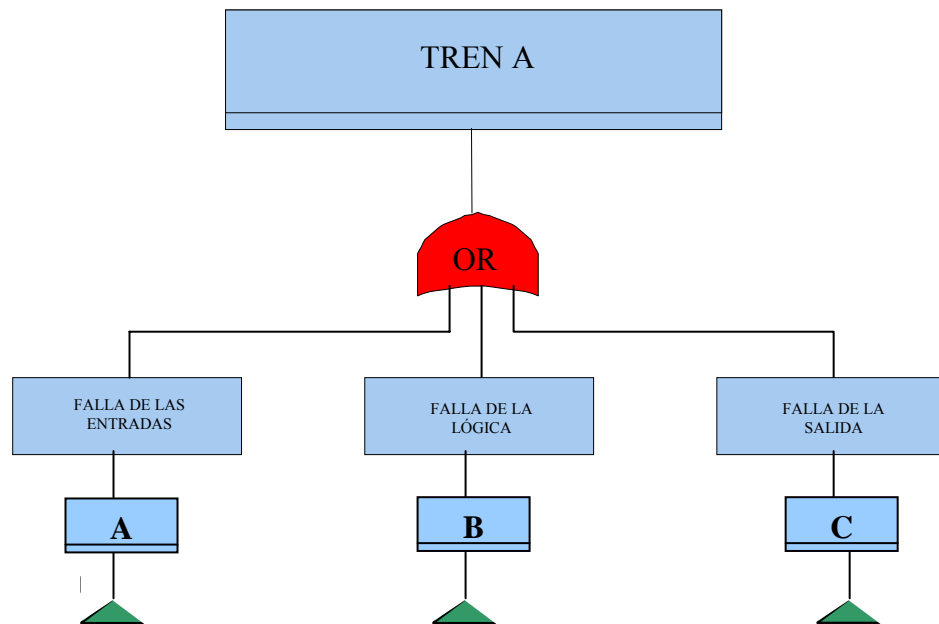


Figura 4.15. Árbol de Falla General del SIS Propuesto para los Eventos Analizados

El desglose del árbol de fallas para el SIS propuesto para el escenario B-83-011, se representa en la figuras 4.16, 4.17 y 4.18, las entradas, lógica y salidas respectivamente.

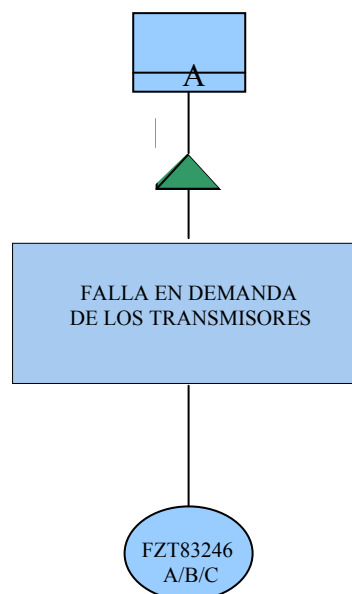


Figura 4.16 Sistema de las Entradas para el Escenario B-83-011

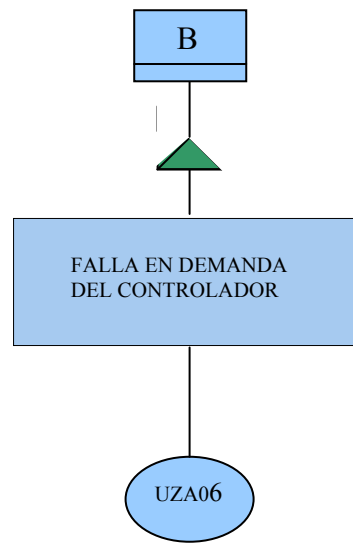


Figura 4.17 Sistema de Logic Solver para el Escenario B-83-011

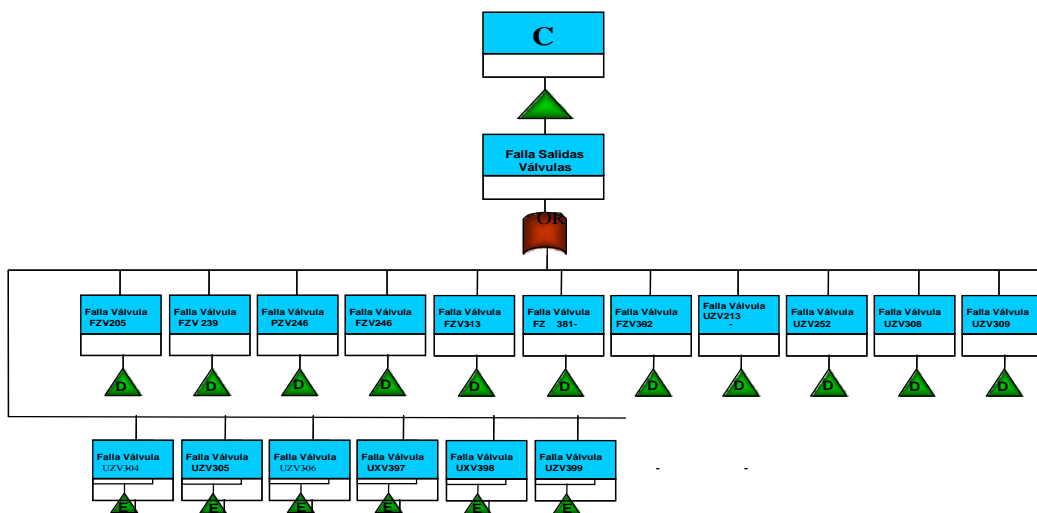


Figura 4.18 Probabilidad de Falla en Demanda para las Salidas del Escenario

B-83-011

Con los valores de las tasas de fallas de los elementos certificados, se calcula la Probabilidad de Falla en Demanda PFD del sistema estudiado, luego con este valor se va a la tabla 8 de la IR-P-02 [15] y se obtiene el valor SIL. (en el anexo 6 se encuentra una copia de la Norma IR-P-02)

4.9.2 Probabilidad de Falla en Demanda del SIS

Para encontrar la Probabilidad de Falla (PFD) de los instrumentos que conforman el SIS, se consultó el Reporte Técnico TR84.0.02, Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS)- Nivel Integral de Seguridad (SIL) -Técnicas de Evaluación [26], de donde se obtiene la ecuación para el sistema de las entradas del SIS, los cuales tienen votación 2oo3, al igual que para el sistema de lógica, considerado con votación 2oo3 por ser el controlador triple modular redundante.

Para el sistema de las salidas existen varias válvulas asociadas, en configuraciones 17oo17 y 12oo12, de acuerdo al escenario estudiado, por lo que cuando ocurre un evento, sucede que al fallar 1 de ellas, fallan todas. Según esto, el Árbol de Fallas que se analiza es con una compuerta OR, ó compuerta O, ver figuras 4.15, 4.16 y 4.17. A cada válvula se le calcula su PFD con la fórmula general 4.11. Luego se utiliza la fórmula del cálculo de PFD para n elementos dada en el Reporte Técnico TR84 [26].

La ecuación general de PFD utilizada para el Análisis por Árboles de Falla es la ecuación 4.11 [27]:

$$PFD = \frac{TI \cdot \lambda}{2} \quad (4.11)$$

El tiempo de inspección TI y el tiempo de reparación Tr de un equipo, se encuentra en la tabla 4.23.

Tabla 4.23 Tiempos de inspección (TI) y reparación (Tr) para los Equipos Involucrados

Tiempo	Horas
Tiempo inspección (TI)	8760
Tiempo de reparación de los equipos e instrumentos (Tr)	8

Para las entradas y el controlador, considerados voting 2oo3 se tomó la ecuación 4.12 [27]:

$$PFD = \frac{3TI^2 \cdot \lambda^2}{4} \quad (4.12)$$

Luego para calcular la Probabilidad de Falla en Demanda del SIS, se utiliza la ecuación 4.13:

$$P_{fs} = 1 - \prod_{i=1}^N [1 - P(CMC_i)] \quad (4.13)$$

En esta ecuación, el término $[1 - P(CMC_i)]$ representa la probabilidad de que el conjunto mínimo de corte CMC_i no ocurra, es decir la probabilidad de falla exitosa, la propiedad que tiene un instrumento de no fallar. El producto de estos términos para todos los CMC desde 1 hasta N es la probabilidad de que no suceda ningún CMC, suponiendo que ellos son independientes, es decir, la probabilidad de que el sistema no falle. El complemento de este evento tiene una probabilidad igual a 1 menos el valor anterior, y es precisamente la probabilidad de que tenga lugar al menos un CMC, es decir, la probabilidad de que el sistema falle.

Luego para calcular la Probabilidad de Falla en demanda del SIS analizado se usará la ecuación 4.14.

$$PFD_{(SIS)} = 1 - [(1 - PFD_{Entrada})(1 - PFD_{Logica})(1 - PFD_{Salidas})] \quad (4.14)$$

Se calcula la Probabilidad de Falla en Demanda para los Instrumentos del SIS

- Cálculo de PFD de los transmisores de flujo (FZT):

$$PFD_{FZT} = \frac{3 * (8760h)^2 * (356E - 9 / h)^2}{4} = 7.2941E - 6$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de presión (PZT) voting 2oo3:

$$PFD_{PZT} = \frac{3 * (8760h)^2 * (356E - 9 / h)^2}{4} = 7.2941E - 6$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de temperatura (TZT) :

$$PFD_{TZT} = \frac{3 * (8760h)^2 * (2000E - 9 / h)^2}{4} = 2.3021E - 4$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de oxígeno (OZT):

$$PFD_{AZT} = \frac{3 * (8760h)^2 * (4E - 6 / h)^2}{4} = 9.2085E - 2$$

- Cálculo de PFD de las válvulas (FZV y UVZ):

$$PFD_{abierta} = \frac{8760h * 339E - 9 / h}{2} = 1.4848E - 3$$

$$PFD_{cerrada} = \frac{8760h * 765E - 9}{2} = 3.3507E - 3$$

- Cálculo de PFD del controlador

$$PFD_{controlador} = \frac{3 * (8760h)^2 * (3.73E - 9)^2}{4} = 8.2669E - 10$$

Los resultados se encuentran en las tablas 4.24 y 4.25

Tabla 4.24 PFD para Transmisores y Controlador

Instrumento (CMCi)	PFD
Transmisor de Flujo FZT A/B/C	7.2941E-6
Transmisor de Presión PZT A/B/C	7.2941E-6
Transmisor de Temperatura TZT A/B/C	2.3021E-4
Transmisor de Oxígeno AZT A/B/C	9.2085E-2
Controlador UZA	8.2669E-10

Tabla 4.25 PFD para los Elementos de Salida

Válvula numero	Válvula (CMCi)	Tipo de Falla	DTI	PFD
1	FZV83205	Cerrada	3006-2831-FP20805	3.3507E-3
2	FZV83239	Cerrada	3006-2831-FP20808	3.3507E-3
3	FZV83246	Cerrada	3006-2831-FP20808	3.3507E-3
4	FZV83313	Cerrada	3006-2831-FP20812	3.3507E-3
5	FZV83381	Cerrada	3006-2831-FP20819	3.3507E-3
6	FZV83392	Cerrada	3006-2831-FP20820	3.3507E-3
7	UZV83213	Cerrada	3006-2831-FP20805	3.3507E-3
8	UZV83252	Cerrada	3006-2831-FP20808	3.3507E-3
9	UZV83308	Cerrada	3006-2831-FP20819	3.3507E-3
10	UZV83309	Cerrada	3006-2831-FP20819	3.3507E-3
11	UZV83310	Cerrada	3006-2831-FP20819	3.3507E-3
12	UZV83304	Cerrada	3006-2831-FP20820	3.3507E-3
13	UZV83305	Cerrada	3006-2831-FP20820	3.3507E-3
14	UZV83306	Cerrada	3006-2831-FP20820	3.3507E-3
15	UZV83397	Cerrada	3006-2831-FP20820	3.3507E-3
16	UZV83398	Cerrada	3006-2831-FP20820	3.3507E-3
17	UZV83399	Abierta	3006-2831-FP20820	1.4848E-3
18	PZV83382	Cerrada	3006-2831-FP20819	3.3507E-3
19	PZV83269	En la última posición	3006-2831-FP20811	3.3507E-3

*** Se asume que la última posición es cerrada

Se presenta el cálculo de la PFD para los Elementos de Seguridad para el evento Falla del Lazo de Control por Bajo Flujo de Vapor, B-83-011, (PID 3006-2831-FP20805), se usa la ecuación 4.14:

$$PFD_{(SIS)} = 1 - [(1 - PFD_{Entrada})(1 - PFD_{Logica})(1 - PFD_{Salidas})] \quad (4.14)$$

$$PFD_{avg(B-83-011)} = 1 - [(1 - PFD_{FZT})(1 - PFD_{UZA})(1 - PFD_{VALVULAS})]$$

Para las válvulas, se utiliza el Diagrama de Venn, para n elementos que se unen, esto debido a que el árbol de fallas se analiza es con la compuerta OR, donde la ecuación general a utilizar es la 4.15:

$$\begin{aligned} PFD_N = & PFD_1 + PFD_2 + PFD_3 + \dots + PFD_N - (PFD_1 * PFD_2) - (PFD_1 * PFD_3) - \\ & \dots - (PFD_{N-1} * PFD_N) + (PFD_1 * PFD_2 * PFD_3) + (PFD_{N-2} * PFD_{N-1} * PFD_N) + \dots + (- \\ & 1)^{N-1} (PFD_1 * PFD_2 * \dots * PFD_N) \end{aligned} \quad (4.15)$$

Los términos de segundo orden y superiores pueden ser despreciados frente al primer sumando que hace la contribución fundamental, con lo que obtiene la ecuación 4.16:

$$PFD_N = PFD_1 + PFD_2 + PFD_3 + \dots + PFD_N \quad (4.16)$$

Por lo que la PFD para los elementos de salida del SIS en el escenario B-83-011, con voting 17oo17:

$$\begin{aligned} PFD_{(B83-011VALVULAS)} = & 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + \\ & 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + \\ & 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 + 3.3507E-3 \\ & + 1.4848E-3 \end{aligned}$$

$$PFD_{(B83-011VALVULAS)} = 5,51E-02$$

En la tabla 4.26 se encuentran los resultados de las Probabilidades de Falla en Demanda, para los elementos que componen el SIS propuesto:

Tabla 4.26 PFD del los elementos del SIS Propuesto

ESCENARIO	PFD TRANSMISOR	PFD CONTROLADOR	PFD VALVULAS
B-83-011	7.2941E-6	8.2669E-10	5.51E-02
B-83-021	7.2941E-6	8.2669E-10	5.51E-02
B-83-031	7.2941E-6	8.2669E-10	5.51E-02
B-83-041	7.2941E-6	8.2669E-10	3,83E-02
B-83-051	7.2941E-6	8.2669E-10	3,83E-02
B-83-061	2.3021E-4	8.2669E-10	5.10E-2
B-83-071	2.3021E-4	8.2669E-10	5.51E-02
B-83-081	7.2941E-6	8.2669E-10	5.51E-02
B-83-091	7.2941E-6	8.2669E-10	5.51E-02
B-83-010	7.2941E-6	8.2669E-10	5.51E-02
B-83-101	7.2941E-6	8.2669E-10	5.51E-02
B-83111A	7.2941E-6	8.2669E-10	3,83E-02
B-83-11B	7.2941E-6	8.2669E-10	3,83E-02
B-83-121	9.2085E-2	8.2669E-10	5.10E-2
B-83-131	2.3021E-4	8.2669E-10	5.10E-2

Luego usando la ecuación 4.14, se tiene que:

$$PFD_{avg(B-83-011)} = 1 - [(1 - 7.2941E-6)(1 - 8.2669E-10)(1 - 5.51E-2)]$$

$$PFD_{avg(B-83-011)} = 0.055106893$$

Donde los resultados se muestran en la tabla 4.27, donde con el valor obtenido de PFD_{avg} se obtiene el factor de reducción de riesgo (FRR) de la SIF estudiado.

$$FRR = 1/0.055106893$$

$$FRR = 18.15$$

En la tabla 4.28 se comparan los valores del factor de reducción de riesgo y el nivel SIL que necesita el evento para llegar al valor del riesgo meta obtenidos con la corrida de LOPA, con respecto a los resultados obtenidos del SIF analizado.

Tabla 4.27 Resultados del Cálculo del Nivel SIL para las SIF

Escenario	PFDavg	FRR (1/ PFDavg)	Nivel SIL [5]
B-83-011	0.05511	18.15	1
B-83-021	0.05511	18.15	1
B-83-031	0.05511	18.15	1
B-83-041	0.03831	26.10	1
B-83-051	0.03831	26.10	1
B-83-061	0.05532	18.08	1
B-83-071	0.05532	18.08	1
B-83-081	0.05511	18.15	1
B-83-091	0.05511	18.15	1
B-83-010	0.05511	18.15	1
B-83-101	0.05511	18.15	1
B-83-111A	0.03831	26.10	1
B-83-111B	0.03831	26.10	1
B-83-121	0.14210	7.04	1
B-83-131	0.05532	18.08	1

Tabla 4.28 Resultados LOPA y de la SIF para los Escenarios Estudiados

Escenario	Resultados LOPA		Resultados de la SIF		Cumple SIF con el FRR
	FRR	Nivel SIL	FRR	Nivel SIL	
B-83-011	23.32	1	18.15	1	No
B-83-021	23.66	1	18.15	1	No
B-83-031	23.04	1	18.15	1	No
B-83-041	24.28	1	26.10	1	Si
B-83-051	41.62	1	26.10	1	No
B-83-061	0.91	a	18.08	1	Si-
B-83-071	0.02	a	18.08	1	Si-
B-83-081	1.61	1	18.15	1	Si
B-83-091	1.61	1	18.15	1	Si
B-83-010	0.34	a	18.15	1	Si-
B-83-101	0.0016	a	18.15	1	Si-
B-83-111A	38.16	1	26.10	1	No
B-83-111B	61.20	2	26.10	1	No
B-83-121	72.00	2	7.04	1	No
B-83-131	55.00	2	18.08	1	No

Se analiza cuanto es la contribución de los componentes del Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) a la PFD de un evento no deseado, para esto se usa la ecuación 4.15, los resultados están en la tabla 4.29.

$$\% \text{ Contribución} = (\text{PFD}_{\text{CMCi}} \setminus \sum \text{PFD}_{\text{CMC}}) \times 100 \quad (4.15)$$

Tabla 4.29 Contribución a la PFD de la Función Instrumentada de Seguridad

ESCENARIO	% DE CONTRIBUCIÓN			
	TRANSMISORES	CONTROLADOR	VALVULAS	TOTAL
B-83-011	0,013236179	0,000001500	99,98676232	100
B-83-021	0,013236179	0,000001500	99,98676232	100
B-83-031	0,013236179	0,000001500	99,98676232	100
B-83-041	0,019041021	0,000002158	99,98095682	100
B-83-051	0,019041021	0,000002158	99,98095682	100
B-83-061	0,415687686	0,000002158	99,98095682	100
B-83-071	0,415687686	0,000002158	99,98095682	100
B-83-081	0,013236179	0,000001500	99,98676232	100
B-83-091	0,013236179	0,000001500	99,98676232	100
B-83-010	0,013236179	0,000001500	99,98676232	100
B-83-101	0,013236179	0,000001500	99,98676232	100
B-83111AA	0,019041021	0,000002158	99,98095682	100
B-83-11B	0,019041021	0,000002158	99,98095682	100
B-83-121	62,562847862	0,000000562	37,43715158	100
B-83-131	0,415687686	0,000002158	99,98095682	100

En la tabla 4.30 se presenta una comparación entre en análisis cualitativo del nivel SIL de los eventos analizados realizado por PDVSA, con respecto al

análisis cuantitativo LOPA, realizado en esta investigación, de cada una de las contribuciones de las tasas de fallas exitosas de los instrumentos que componen a la Función Instrumentada de Seguridad (SIF) para lograr controlar un evento no deseado

Tabla 4.30 Nivel SIL Requerido en los Eventos, Resultados del Estudio SIL Cualitativo Realizado por PPDVSA, Nivel Sil Calculado

Escenario	Causa	Interlock	Elemento Iniciador	Elemento de lógica	Elemento final de control	Nivel SIL asignado PDVSA	Nivel SIL CALCULADO LOPA	SIL del SIS	Cumple SIS con SIL de Escenarios
B-83-011	Falla del lazo de control por bajo flujo de vapor	IS8306	FZT83246A/B/C	UZA06	FZV83205/239/246/313/381/392 UV83213/252/308/309/310/304/305/306/397/ 398/399	a	1	1	Si
B-83-051	Falla de lazo de control por bajo flujo de gas	IS8307	FZT83239A/B/C	UZA07	FZV83239/246/392/381/205/313 UZV83308/309/310/312/, PV83382/269	1	1	1	Si
B-83-061	Se enciende la sección de convección del reformador por Fuga en el Serpentin del E-8322	IS8304	TZT83270A/B/C	UZA04	FZV83205/239/246/313/381/392 UV83213/252/308/309/310/304/305/306/39739 8/399	1	a	1	Si
B-83-081	Bajo flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV	IS89301	PZ T83308A/B/C	UZA01	FZV83205/239/246/313/381/392 UZV83213/252/308/309/310/304/305/306/397/ 398/399	2	1	1	Si
B-83-091	Alto flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV	IS8301	PZT83308A/B/C	UZA01A	FZV83205/239/246/313/381/392 UZV83213/252/308/309/310/304/305/306/397/ 398/399	2	1	1	Si
B-83-010	Baja presión en la caja de fuego (firebox) por fallas en el motor de G-8324	IS8302	PZT83269A/B/C	UZA03	FZV83205/239/246/313/381/392 UZV83213/252/308/309/310/304/305/306/397/ 398/399	2	a	1	Si
B-83-101	Alta presión en la caja de fuego (firebox) por ruptura del tubo del reformador	IS8303	PZT83269A/B/C	UZA03	FZV83205/239/246/313/381/392 UZV83213/252/308/309/310/304/305/306/397/ 398/399	1	a	1	Si
B-83-111A	Bajo flujo de purga de gas desde el PSA por fallas en el lazo de control	IS8309	PZT83312A/B/C	UZA09	FZV83239/246/392/381/205/313 UV83308/309/310/312/, PV83382/269	a	1	1	Si
B-83-111B	Bajo flujo de purga de gas desde el PSA por fallas en el lazo de control	IS8309	PZT83312A/B/C	UZA09	FZV83239/246/392/381/205/313 UZV83308/309/310/312/, PV83382/269	a	2	1	No
B-83-121	No hay flujo de aire para la combustión desde FD fan G-8325 hacia E-8325	IS8305	AZT83279A7B7C	UZA05	FZV83205/239/246/313/381/392 UV83213/252/308/309/310/304/305/306/397/3 98/399	a	2	1	No

CAPÍTULO V: ANÁLISIS DE RESULTADOS

En esta sección, se proporcionan los análisis de resultados de la investigación realizada, considerando los aspectos más importantes considerados de este estudio.

5.1 IDENTIFICACIÓN DE LOS ESCENARIOS, EVENTOS Y PELIGROS

- El HAZOP ayuda a identificar cuando las variables de procesos (flujo, presión, temperatura, etc) presentan desviaciones con respecto a los límites establecidos. Entre las desviaciones analizadas para la Unidad de Producción de Hidrógeno [24], se encuentran: bajo- bajo flujo de alimentación vapor/gas natural, alta-alta temperatura, baja-baja presión de gas combustible, alta-alta presión de gas combustible, alta-alta temperatura de gases de escape, pérdida de llama en los quemadores, alta presión en la caja de fuego, composición.

- El HAZOP también permite identificar los riesgos asociados con la operación del sistema investigado y las desviaciones posibles de su operación normal, así como los escenarios, eventos y peligros cuando ocurren desvíos en las variables de procesos. En el HAZOP realizado a la Unidad de Producción de Hidrógeno [24], se identificaron 23 nodos, de los cuales 3 corresponden a la sección de reformación de la Unidad 83, los cuales se distinguieron como nodo 9, nodo 10 y nodo 11. Esos escenarios corresponden a los de categorías con potencial para ignición, herida fatal, y daños a los equipos.

- Un peligro grave identificado en el HAZOP [24], es el provocado al no mantener una adecuada relación vapor/carbono, siendo el valor ideal o deseado 3:1, lo cual induce a la coquificación de los tubos del reformador y a no obtenerse un producto dentro de las especificaciones. Esto ocurre al darse las desviaciones bajo flujo de vapor, no flujo de vapor, pérdida de contenido, variación de la concentración de

metano en el gas de alimentación (composición), bajo flujo de gas combustible en los pilotos y quemadores, entre otras.

- Otro peligro es la desviación alto flujo de gas combustible. Al darse esta desviación existe una potencial inundación de los quemadores, haciendo inestable la llama, esto puede conducir a una acumulación de vapores inflamables en el horno que conlleva a un posible evento de explosión, a su vez que se reduce la producción de hidrógeno.

- Es importante tomar en cuenta la desviación alta presión a la entrada de los tubos del reformador que a la salida de éste, ya que esto indica la necesidad de hacer una sustitución del tubo debido a que posiblemente este está taponado u obstruido.

5.2 ESTIMACIÓN DEL NIVEL DE REDUCCIÓN DE RIESGO

- Para hacer la estimación del nivel de reducción de riesgo, se utilizó la metodología LOPA [22], con los escenarios tomados del HAZOP [24], considerando las fallas de los lazos de control en los escenarios más creíbles, donde las variables de procesos probablemente, en algún momento, pudiesen estar fuera de las especificaciones. Estos escenarios se encuentran en la tabla 4.10. Para cada escenario se identificó un evento iniciador, clase de evento y sus eventos habilitadores, los cuales están en la tabla 4.11.

- Debido a que en cada escenario existen varios elementos iniciadores, que pueden inducir a la posible ocurrencia de un evento, cuando se origina alguna desviación de las variables de procesos, se hace necesario utilizar la metodología de Árboles de Falla para estimar la frecuencia de ocurrencia por año del evento en el escenario seleccionado. Siendo el evento del escenario identificado como B-83-121, no hay flujo de aire para la combustión, con la más alta frecuencia de ocurrencia, $7.20E-1$ /año. El evento del escenario identificado como B-83-101, alta presión en la caja de

fuego por ruptura de un tubo del reformador, tuvo la menor frecuencia de ocurrencia $1.30E-4$ /año. Si sucede el evento del escenario B-83-121, la consecuencia es que no ocurre la combustión, por lo tanto, no hay producción de hidrógeno. Al producirse el evento del escenario B-83-101, posiblemente se genera, fuego en el reformador y posible parada de la unidad, lo que acarrea la no producción de hidrógeno. Ver tabla 4.13 y figura 5.1

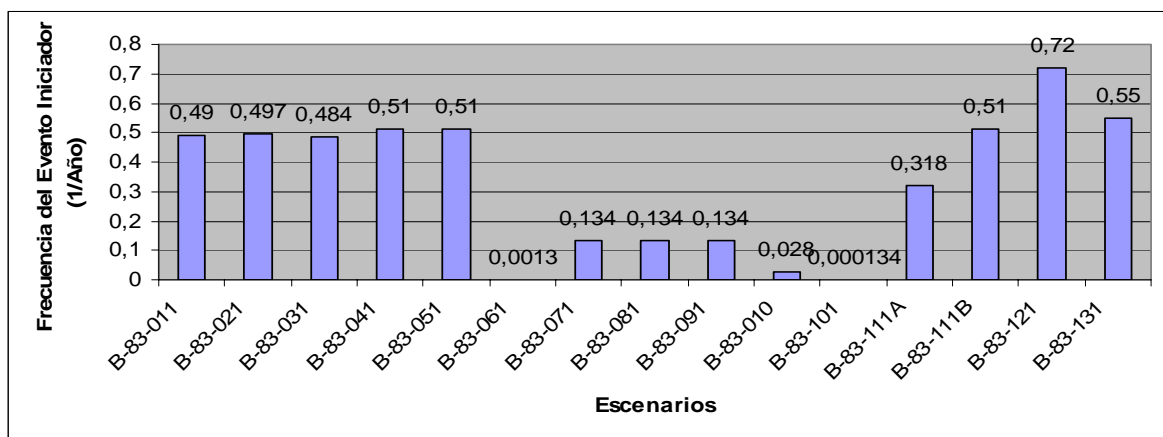


Figura 5.1 Frecuencia de Ocurrencia del Eventos Iniciador

- Al aplicar la metodología LOPA, se obtuvo el Nivel de Integridad de Seguridad (SIL) requerido por los escenarios estudiados, necesario cuando ocurre un evento, para llegar al valor del riesgo meta ó deseable [15].

- Uno de los datos introducidos en el formato LOPA es la frecuencia de ocurrencia de los eventos, calculada con ayuda de Árbol de Fallas y el valor de riesgo meta asignado, de acuerdo a la IR-P-02 [15]. Cuando los eventos que ocurren en un escenario tienen una frecuencia de ocurrencia menor al riesgo meta, indica que el escenario cumple el nivel de riesgo necesario para la instalación. Cuando los eventos que ocurren en un escenario presenten una frecuencia de ocurrencia mayor al riesgo meta asignado, indica que el escenario no cumple con el nivel de riesgo requerido, en

este caso se hace necesario incorporar capas de protección a fin de disminuir la frecuencia de ocurrencia del evento. Estos resultados se encuentran en la tabla 4.18. En la tabla 5.1, se observa que ninguno de los escenarios estudiados cumple con el valor del riesgo meta o deseable.

Tabla 5.1 Cumplimiento del Escenario con el Nivel SIL

Escenario	Nombre de evento	Frecuencia	Riesgo Meta	Cumple
B-83-011	Falla del lazo de control por bajo flujo de vapor	4.90E-1	10E-5	No
B-83-021	Falla del lazo de control por no haber flujo de vapor	4.97E-1	10E-5	No
B-83-031	Falla del lazo de control por alto flujo de vapor	4.84E-1	10E-5	No
B-83-041	Falla de lazo de control por alto flujo de gas	5.10E-1	10E-5	No
B-83-051	Falla de lazo de control por bajo flujo de gas	5.10E-1	10E-5	No
B-83-061	Se enciende la sección de convección del reformador por Fuga en el Serpentin del E-8322	1.30E-1	10E-4	No
B-83-071	Gran incendio en la sección de convección del reformador y fuego en la chimenea, por rompimiento del Serpentin E-8322	1.30E-3	10E-4	No
B-83-081	Bajo flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV	1.34E-1	10E-4	No
B-83-091	Alto flujo de gas en los pilotos del Reformador por falla de la PCV	1.34E-1	10E-4	No
B-83-010	Baja presión en la caja de fuego (firebox) por falla del motor del G-8324	2.8E-2	10E-4	No
B-83-101	Alta presión en la caja de fuego (firebox) por ruptura del tubo del reformador	1.30E-4	10E-4	No
B-83-111 ^a	Bajo flujo de purga de gas desde el PSA por fallas en el lazo de control	3.18E-1	10E-5	No
B-83-111B	Bajo flujo de purga de gas desde el PSA por fallas en el lazo de control	5.10E-1	10E-5	No
B-83-121	No hay flujo de aire para la combustión desde FD fan G-8325 hacia E-8325	7.20E-1	10E-3	No
B-83-131	Alta temperatura en la sección de radiación del del reformador	5.50E-1	10E-4	No

- En la figura 5.2 se observa la relación de los escenarios con su frecuencia de ocurrencia y su riesgo meta. Sin embargo, se puede decir que el evento del escenario B-83-101, alta presión en la caja de fuego por ruptura de un tubo, y del escenario B-83-061, fuego en la sección de convección del reformador por fuga en el serpentín, su frecuencia de ocurrencia está muy cercano al valor del riesgo meta o aceptable.

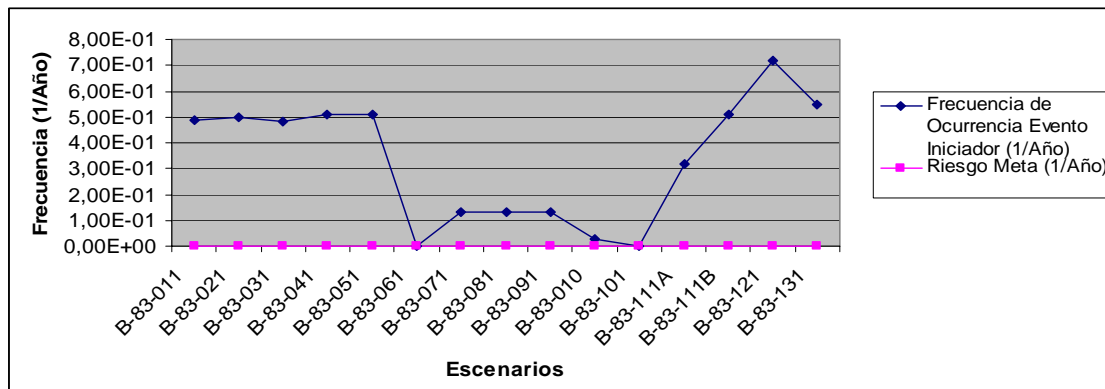


Figura 5.2 Relación de los Eventos con su Frecuencia de Ocurrencia y el Riesgo Meta

5.3 RESULTADOS DE LOPA

Los resultados de LOPA se encuentran en la tabla 4.18, y en anexo 5 se encuentran las corridas, de lo que se puede decir lo siguiente:

- La efectividad de las capas de protección existentes, se encuentran en un rango de $1E-1$ a $1E-2$, indicando que poseen un factor de reducción de riesgo de 10 a 100 en la frecuencia de ocurrencia del evento no mitigado. Esto se puede observar en los resultados de la frecuencia del evento mitigado. Pero a pesar de la efectividad de estas capas de protección existentes, éstas no son lo suficiente para disminuir el riesgo de ocurrencia de alguno de los eventos analizados en un 100%, es decir llevarlo a su riesgo meta, o por debajo de éste. Por lo que se genera una diferencia entre el riesgo meta y la frecuencia mitigada. En la figura 5.3, se representa la relación entre las diferencias entre la frecuencia del riesgo meta con el evento mitigado con las capas de protección existentes. Se observan unas diferencias negativas, lo cual muestra que la frecuencia del riesgo meta es menor con respecto a la frecuencia del evento mitigado, lo que indica que ese escenario necesita la incorporación de un SIS ó cualquier otra medida para reducir el riesgo de ocurrencia de un evento, y en lo posible satisfacer el valor del riesgo meta. Por ejemplo el escenario B-83-121, es el que posee la mayor diferencia entre éstos parámetros, $-7.10E-2$ /Año.

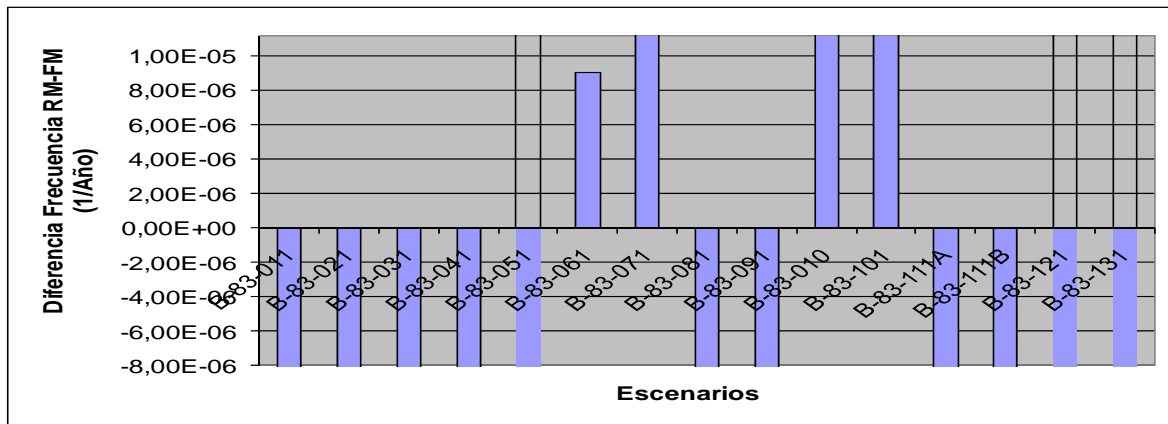


Figura 5.3 Diferencia entre la Frecuencia del Riesgo Meta y el Evento Mitigado

Cuando las diferencias entre estos parámetros es positiva, indica que la acción de las capas de protección existentes, ha sido suficiente para llevarlo al valor del riesgo meta, como por ejemplo, el escenario B-83-061, $9,00E-6$ /Año, significando esto que no se necesita la incorporación de un SIS u otra protección para llegar al valor del riesgo meta. Ver figuras 5.4 y 5.5.

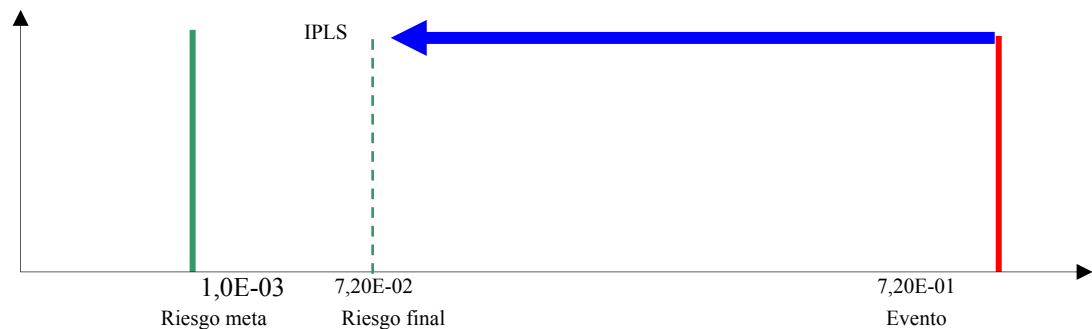


Figura 5.4 Representación de la Diferencia entre RM/EM en el Escenario B-83-121

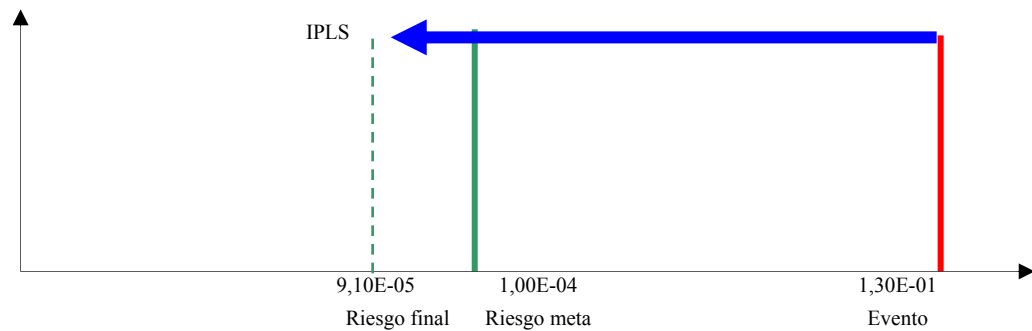


Figura 5.5 Representación de la Diferencia entre RM/EM en el Escenario B-83-061

- El valor del factor de reducción de riesgo, FRR, representa la cualidad que debe tener un SIS u otro sistema, para que un escenario alcance el Riesgo Meta una vez reducido el riesgo de ocurrencia de un evento con las capas de protección existentes. Con el FRR se va a norma IR-P-02 [15] y se obtiene el nivel SIL que se necesita en el escenario para lograr alcanzar el riesgo meta. Este valor, indica que tipo y características de sistema de protección se necesita implementar para cubrir el riesgo de ocurrencia del evento. El FRR representa la inversa de la PFD_{avg} , ver figuras 5.6 y 5.7. Se observa que el escenario que necesita mayor FRR es el B-83-121, con un valor de 72, para un Nivel SIL 2, lo que indica que es necesaria la incorporación de un SIS ó cualquier otro sistema, que logre disminuir su riesgo de ocurrencia con SIL 2 y FFR 72. Los escenarios B-83-061, B-83-071, B-83-010 y B-83-101, de acuerdo a los resultados obtenidos, no necesitan de la incorporación de un sistema para disminuir la acción de los eventos que se puedan suceder en el escenario, porque las capas de protección existentes, son suficientes para disminuir el riesgo de ocurrencia de éstos. En la figura 5.7 solo se representan los escenarios que necesitan de la incorporación de un sistema que permita disminuir el peligro de ocurrencia de un evento dentro de un escenario. En la figura 5.8, se hace una representación del nivel SIL para los eventos dados en los escenarios analizados.

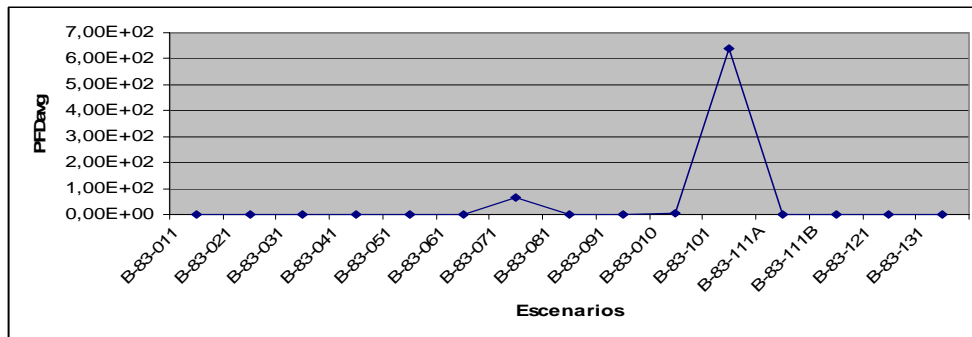


Figura 5.6 Probabilidad de Falla en Demanda para los Escenarios Analizados

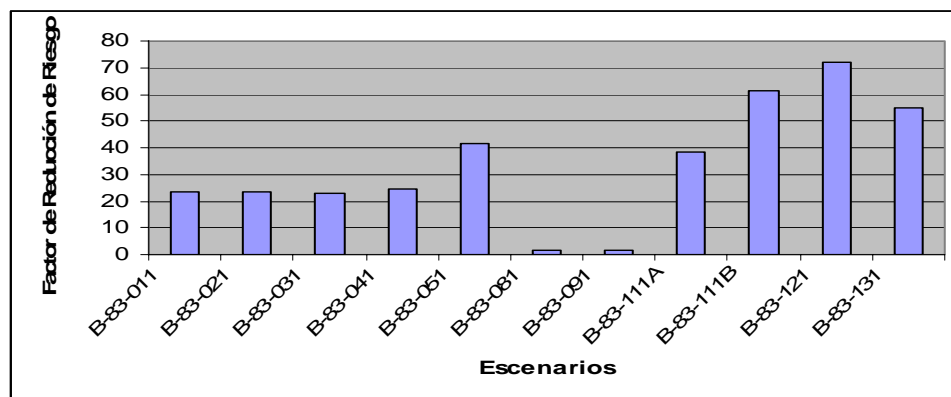


Figura 5.7 Factor de Reducción de Riesgo necesario en los Escenarios Estudiados

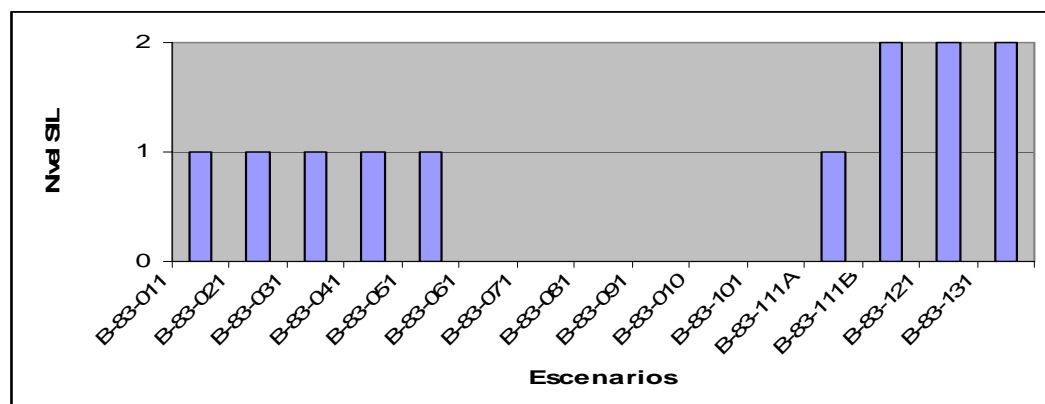


Figura 5.8 Nivel SIL de los Eventos Analizados

-Otro de los resultados que arrojó el estudio LOPA, es el periodo de ocurrencia aproximado de los eventos, los cuales se encuentran en la tabla 4.19, donde se observa que para el evento B-83-101, su periodo de ocurrencia aproximado es un evento cada 7692 años, el cual está muy cerca del valor del riesgo meta, un evento cada 10000 años aproximadamente. Sin embargo las capas de protección del sistema lo reducen y lo llevan a un intervalo de ocurrencia de un evento cada 641056 años, esto indica que es el evento con menor índice de ocurrencia, por lo que no requiere de un sistema adicional para mitigar el riesgo. Sin embargo el evento con mayor periodo de ocurrencia es el evento B-83-121; según su periodo de ocurrencia un evento cada 1 año, el cual está muy lejos de su riesgo meta, un evento cada 1000 años. Al ser reducido por las capas de protección llega a ocurrir un evento cada 14 años, por lo que requiere de un sistema para ampliar su periodo de ocurrencia (intervalo en años), ver figuras 5.9 y 5.10.

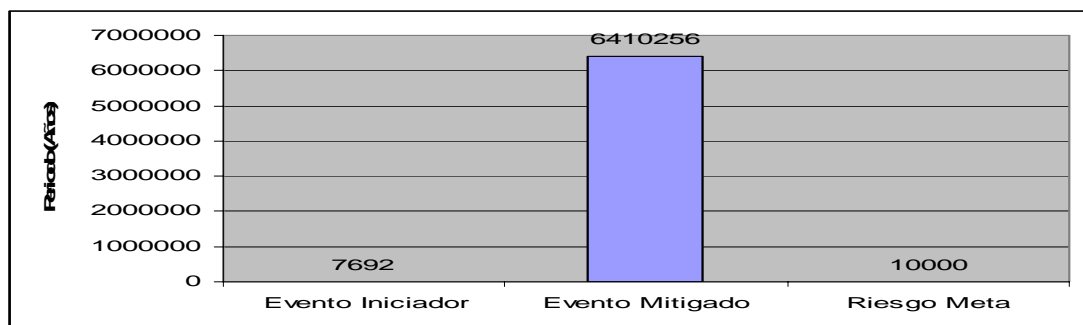


Figura 5.9 Periodo Riesgo de Ocurrencia para el Escenario B-83-101

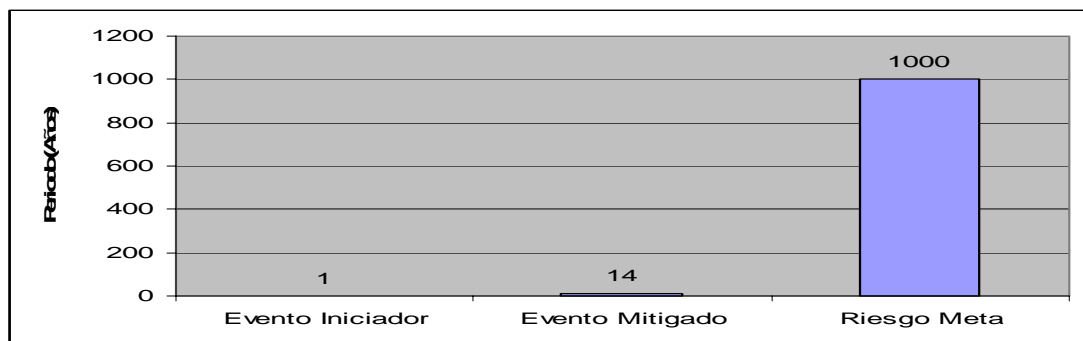


Figura 5.10 Periodo Riesgo de Ocurrencia para el Escenario B-83-121

- Se realizó un análisis del porcentaje de contribución de los elementos que conforman al lazo de control, a la frecuencia de ocurrencia de un evento no deseado, en la tabla 4.20 se observa que la mayor contribución a la ocurrencia de un evento no

deseado lo proporcionan los elementos que conforman las entradas del sistema. Se representa graficamente los escenarios B-83-011, B-83-061, B-83-131, figuras 5.11, 5.12 y 5.13. Los eventos B-83-071, B-83-081, B-83-091, B-83-010, B-83-101 poseen un solo elemento como el evento B-83-061.

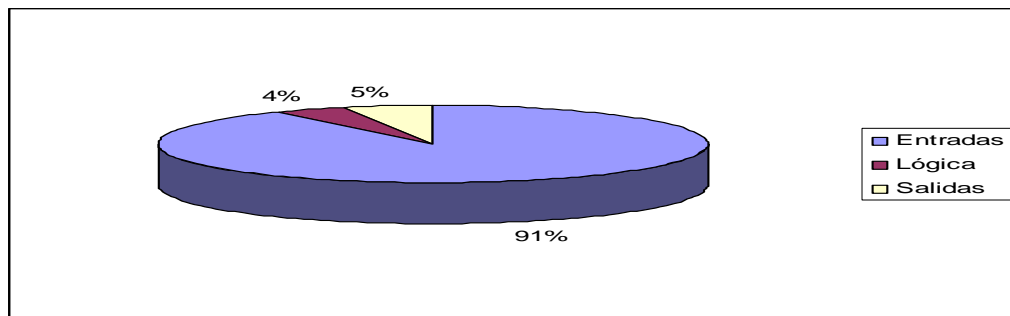


Figura 5.11 Contribución de los Elementos para que Ocurra el Evento B-83-011

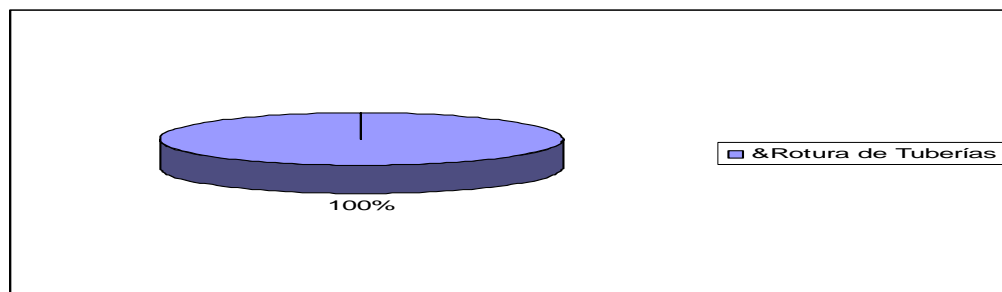


Figura 5.12 Contribución de los Elementos para que Ocurra el Evento B-83-061

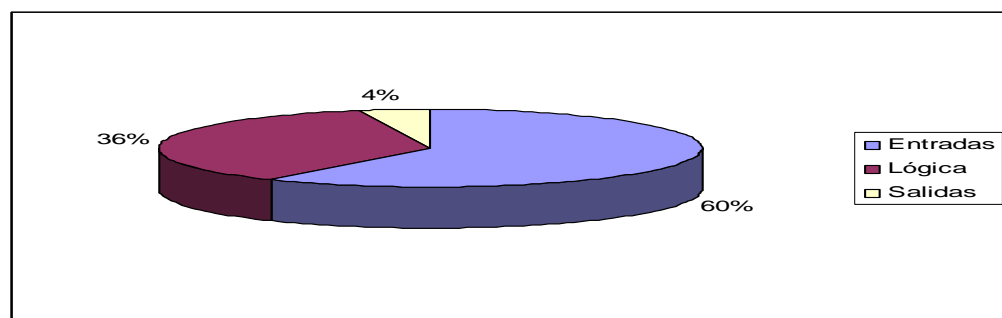


Figura 5.13 Contribución de los Elementos para que Ocurra el Evento B-83-131

5.4 CUMPLIMIENTO DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN EXISTENTES CON LAS PROPIEDADES DE CPI

En esta sección se analiza si las capas de protección existentes en los diferentes escenarios, cumplen con las características de una IPL ó CPI, como lo es la reducción de riesgo, independencia, efectividad, especificidad, auditabilidad, teniéndose lo siguiente:

- ✚ Una capa de protección independiente proporciona la reducción del riesgo necesario, por un largo tiempo, que como mínimo es de 10 a 100 años. Las capas de protección existentes, no cumplen con esta premisa.
- ✚ Independencia: una CPI ó IPL debe ser independiente del evento iniciador y de otras IPL's asociadas con el peligro identificado. Por lo tanto la falla de un componente de una IPL acreditada como tal no puede dejar fuera de servicio a otra IPL también acreditada como tal, así mismo la ocurrencia del evento iniciador y su consecuencia tampoco puede dejar fuera de servicio o afectar el desempeño de una IPL acreditada como tal para ese mismo evento iniciador y su consecuencia. Las capas de protección existentes cumplen con esta premisa.
- ✚ Efectividad: si un equipo, sistema o acción esta acreditada como una CPI, ésta debe ser efectiva para la prevención o reducción del riesgo de ocurrencia de un evento para el cual fue diseñada. Para el sistema estudiado, se dice que son efectivas las CPI que al actuar permitieron reducir el riesgo de de ocurrencia, en algún valor, aunque no llegaran hasta el valor de riesgo meta o deseable
- ✚ Especificidad: una CPI es diseñada solamente para prevenir o mitigar las consecuencias de un potencial evento Las capas de protección existentes cumplen con esta premisa.

- ✚ Auditables: las CPI son diseñadas para facilitar la validación regular de las funciones de protección. El sistema estudiado cumple con esta premisa. Ver tabla 6.2.

Tabla 5.2 Características de las Capas de Protección Existentes

Escenario	FRR	Independencia	Efectividad	Especificidad	Auditable.
B-83-011	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-021	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-031	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-041	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-051	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-061	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-071	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-081	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-091	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-010	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-101	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-111 ^a	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-111B	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-121	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-131	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple	Cumple

Por lo anterior expuesto se puede decir, que las capas de protección existentes cumplen con las propiedades de una CPI.

5.5 ANÁLISIS DEL SISTEMA INSTRUMENTADO DE SEGURIDAD (SIS) PARA LLEVAR EL RIESGO A SU NIVEL TOLERABLE

De acuerdo a los resultados obtenidos, la mayoría de los escenarios estudiados requieren de la incorporación de un sistema de seguridad, para reducir la ocurrencia de un evento no deseado, el Licenciante de la Unidad propuso un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS) utilizando varias Funciones Instrumentada de

Seguridad (SIF's). En esta investigación se analizó si estas SIF's propuestas cubren el nivel SIL necesario en los escenarios estudiados con la finalidad de disminuir la frecuencia de ocurrencia de los eventos. Como aún esta unidad está en la fase proyecto, no está implantada, y no se cuenta con la información final del fabricante de los instrumentos y sistemas a ser usados en la planta, por lo que para obtener los datos de los instrumentos de las SIF's, se utilizó información de manuales tales como ROSEMOUNT [28], TRICONEX [29], EMERSON [30], HONEYWELL [31], SINTEFF [25] y otras informaciones instrumentos certificados encontrados en Internet [32], ver tablas 4.21 y 4.22.

Se consideró para el análisis en los Conjuntos Mínimos de Corte la probabilidad de falla exitosa, es decir la probabilidad que tiene el instrumento de no fallar y así proteger el escenario donde está involucrado, según la ecuación 5.1

$$P_{fs} = 1 - \prod_{i=1}^N [1 - P(CMC_i)] \quad (5.1)$$

Como los elementos de salida de la SIF son numerosos, se trabajó con Árboles de Falla, para determinar las PFD de los elementos de entrada, lógica y salida que conforman a la SIF propuesta. De acuerdo a la configuración de los instrumentos en la SIF, se utilizó una fórmula para el cálculo de la PFD. Los resultados obtenidos se encuentran en las tablas 4.24, 4.25. En la tabla 4.27, se observa que las SIF's, ofrecen una protección al escenario donde se encuentran involucrada de nivel 1, de acuerdo a su factor de reducción de riesgo, según la IR-P-02 [15] (ver anexo 6).

En la tabla 4.28, se hace una comparación entre el requerimiento de factor de reducción de riesgo, Nivel SIL requerido por los escenarios donde se desarrollan los eventos estudiados, con respecto al factor de reducción de riesgo y el Nivel SIL que ofrece la SIF propuesta por PDVSA. Se observa lo siguiente:

- ❖ Para los eventos que se desarrollan en los escenarios B-83-011, B-83-021, B-83-031, B-83-051, y B-83-111A, B-83-11B, B-83-121 y B-83-131, la SIF propuesta no cumple con el requerimiento de FRR para llegar al valor del riesgo meta.
- ❖ Para los eventos que se desarrollan en los escenarios B-83-041, B-83-061, B-83-071, B-83-081, B-83-91, B-83-010 y B-83-101, la SIF propuesta cumple con el FRR.

En la tabla 4.28, se hace una comparación entre el requerimiento de factor de reducción de riesgo, Nivel SIL requerido por los escenarios donde se desarrollan los eventos estudiados, con respecto al factor de reducción de riesgo y el Nivel SIL que ofrece la SIF propuesta por el Licenciante. Se observa lo siguiente:

Para los eventos que se desarrollan en los escenarios B-83-011, B-83-021, B-83-031, B-83-051, y B-83-111A, B-83-11B, B-83-121 y B-83-131, la SIF propuesta no cumple con el requerimiento de FRR para llegar al valor del riesgo meta.

Para los eventos que se desarrollan en los escenarios B-83-041, B-83-061, B-83-071, B-83-081, B-83-91, B-83-010 y B-83-101, la SIF propuesta cumple con el FRR requerido.

.-Se analizó el porcentaje de contribución a la falla, cuando ocurre un evento dentro de un escenario, de los instrumentos que conforman la Función Instrumentada de Seguridad, ver tabla 4.29. Se observa que la mayor contribución a las fallas la proporcionan los elementos que están asociados a la salida, (99%) esto se debe a que son muchos. En la SIF asociada al escenario B-83-121, no hay flujo de aire para la

combustión, la mayor falla la reportan los instrumentos de entrada, (63%). En la figura 5.14, se esquematiza el comportamiento de los elementos de la SIF que actúan sobre el evento B-83-011, en la figura 5.15 se esquematiza el comportamiento de los elementos de la SIF para el escenario B-83-121.

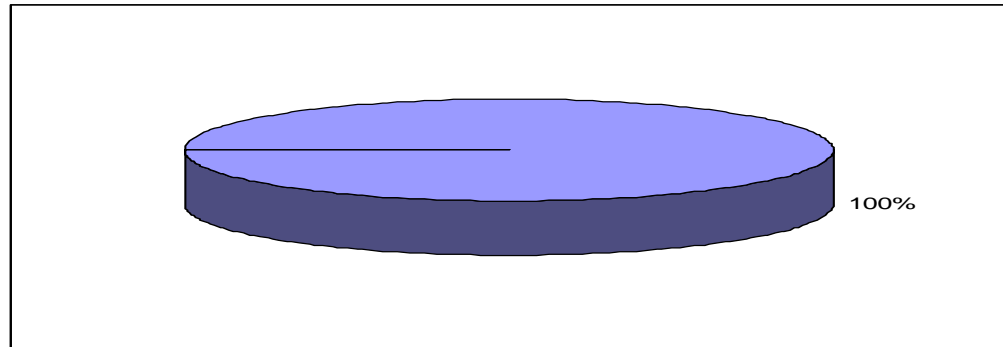


Figura 5.14 Contribución de los elementos del SIS al evento del escenario B-83-011

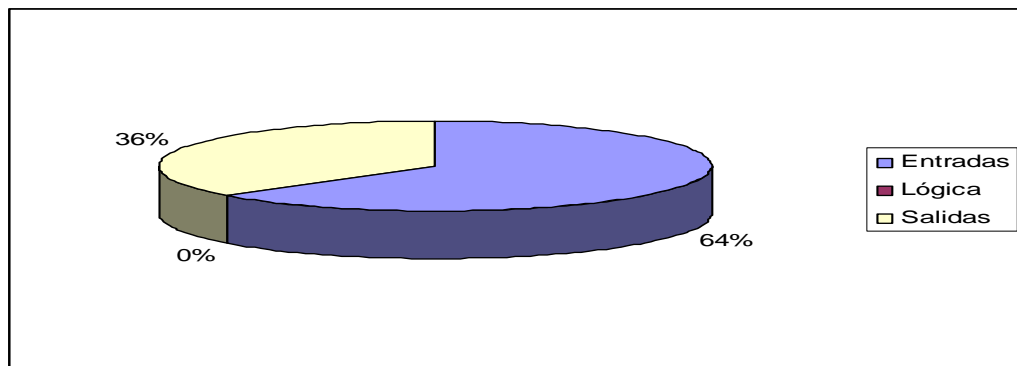


Figura 5.15 Contribución de los elementos del SIS al evento del escenario B-83-121

5.6 VERIFICACIÓN SI LAS FUNCIONES INSTRUMENTADAS DE SEGURIDAD CUMPLEN CON EL NIVEL SIL

- Con la finalidad de verificar si la arquitectura de la SIF propuesta por PDVSA cubre la necesidad de los escenarios de reducir el nivel de riesgo de la ocurrencia de un evento, se presentan en la tabla 4.30 y la figura 5.16, la comparación entre el nivel SIL asignado por PDVSA usando un análisis SIL cualitativo, Matriz de Riesgo

[3,22], con los resultados arrojados por análisis cuantitativo LOPA. Solo se tomó en consideración, los escenarios analizados por PDVSA para poder establecer comparaciones. Según la norma IEC61508 [21], IR-P-02 [15], y el documento Procedimientos de Clasificación de los Estudios HAZOP y SIL [24], se tiene que cuando el análisis cualitativo da como resultado un SIL 2, se debe revisar ese lazo de control y desarrollar el estudio SIL cuantitativo. Por esto el análisis se basa en el cumplimiento o no del nivel SIL de la SIF propuesta por PDVSA con respecto al análisis cuantitativo. Se puede decir lo siguiente:

- Para los escenarios B-83-011, B-83-051, B-83-061, B-83-081, B-83-091, B-83-010, B-83-111A, el nivel SIL de la SIF propuesta, cumple con el requerimiento del análisis cuantitativo.
- Para los escenarios B-83-111B y B-83-121 el nivel SIL del SIS propuesto, no cumple con el requerimiento del análisis cuantitativo, por lo que es necesario revisar la SIF, a fin de reforzarla para que pueda cubrir un nivel SIL 2.

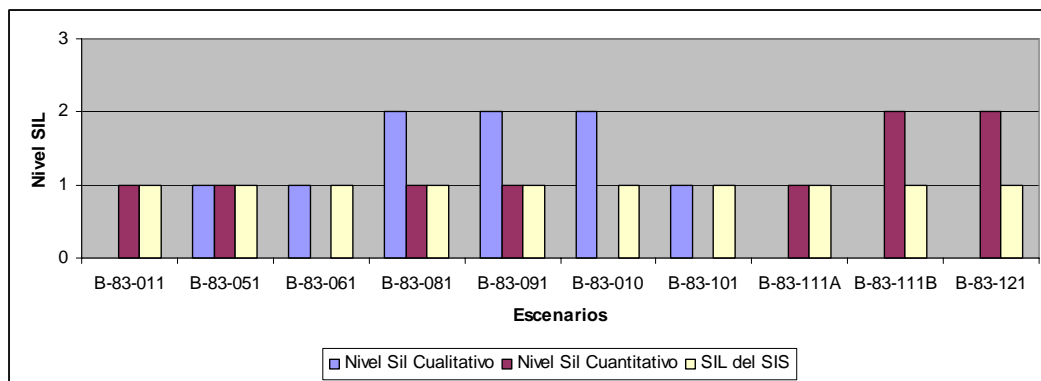


Figura 5.16 Comparación del SIL Requerido por los Análisis Cualitativo y Cuantitativo

5.7 CUMPLIMIENTO DE LA SIF CON LAS PROPIEDADES DE CPI

En esta sección se analiza si las Funciones Instrumentadas de Seguridad propuestas, cumplen con las características de una IPL ó CPI, como lo es reducción de riesgo, independencia, efectividad, especificad, auditabilidad, teniéndose lo siguiente:

✚ Independencia: una CPI ó IPL debe ser independiente del evento iniciador y de otras IPL's asociadas con el peligro identificado. Por lo tanto la falla de un componente de una IPL acreditada como tal no puede dejar fuera de servicio a otra IPL también acreditada como tal, así mismo la ocurrencia del evento iniciador y su consecuencia tampoco puede dejar fuera de servicio o afectar el desempeño de una IPL acreditada como tal para ese mismo evento iniciador y su consecuencia. Las SIF propuestas no cumplen con esta característica, pues para varios eventos diferentes actúa una sola SIF. También estas SIF actúa simultáneamente para es el sistema de control de procesos como en el control de seguridad.

✚ Efectividad: si un equipo, sistema o acción esta acreditada como una CPI, ésta debe ser efectiva para la prevención o reducción del riesgo de ocurrencia de un evento para el cual fue diseñada hasta llevarlo hasta su riesgo meta o deseable.. Para el sistema estudiado, se dice que las SIS propuesta no es efectiva para los escenarios B-83-011,B-83-021, B-83-031, B-83-051, B-83-111A/B, B-83-121 y B-83-121, porque no cumplen con el factor de reducción de riesgo para llegar hasta el valor del meta o deseable

✚ Especificidad: una CPI es diseñada para reducir ó prevenir las consecuencias de un potencial evento peligroso Las SIF's propuestas fueron diseñadas para prevenir un evento peligroso. varios eventos a ala vez, y al mismo tiempo actúa en el sistema de control de procesos


 Auditables: las CPI son diseñadas para facilitar la validación regular de las funciones de protección. Las SIF propuesta cumple con esta premisa. Ver tabla 5.3.

Tabla 5.3 Características de las SIF como CPI

Escenario	Independencia	Efectividad	Especificidad	Auditable
B-83-011	No Cumple	No Cumple	Cumple	Cumple
B-83-021	No Cumple	No Cumple	Cumple	Cumple
B-83-031	No Cumple	No Cumple	Cumple	Cumple
B-83-041	No Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-051	No Cumple	No Cumple	Cumple	Cumple
B-83-061	No Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-071	No Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-081	No Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-091	No Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-010	No Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-101	No Cumple	Cumple	Cumple	Cumple
B-83-111 ^a	No Cumple	No Cumple	No Cumple	Cumple
B-83-111B	No Cumple	No Cumple	No Cumple	Cumple
B-83-121	No Cumple	No Cumple	No Cumple	Cumple
B-83-131	No Cumple	No Cumple	No Cumple	Cumple

De lo anterior se puede decir que las SIF propuestas no cumplen con las propiedades de una CPI.

CAPÍTULO VI: PROPUESTAS PARA MEJORAR LA EFECTIVIDAD DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN DEL HORNO DE REFORMACIÓN

De acuerdo a la tabla 4.28, las SIF's propuestas no cumplen con el Factor de Reducción de Riesgo (FRR) requerido y con el nivel SIL en 8 escenarios de los 15 estudiados en este trabajo. Además estas SIF's no cumplen con las propiedades de capa de protección independiente según la IR-P-02 [15], por lo que hace que esta unidad sea punto de riesgo en las instalaciones de la refinería. En esta sección se hacen análisis de unas propuestas con la finalidad de dar recomendaciones con el fin de mejorar el funcionamiento de las Funciones Instrumentadas de Seguridad sugeridas para la unidad de reformación. Entre las propuestas, como mejores prácticas de ingeniería se encuentran las siguientes:

- 1) Separar la instrumentación de seguridad de la instrumentación del control de procesos, para evitar fallas de causa común.
- 2) Reforzar la SIF en los escenarios donde el SIS no cubren el Factor de Reducción de Riesgo al ocurrir un evento, para mejorar el resultado.
- 3) Crear una base de datos de los activos del sistema de control que permita determinar estadísticas propias de falla de instrumentos y sistemas.
- 4) Usar instrumentación certificada

6.1 SEPARAR LA INSTRUMENTACIÓN DE SEGURIDAD DE LA INSTRUMENTACIÓN DEL CONTROL DE PROCESOS, PARA EVITAR FALLAS DE CAUSA COMÚN.

En el estudio realizado, se observó en los DTI, que el sistema básico de control de procesos (SBCP) comparte con el sistema instrumentado de seguridad (SIS) los elementos de entrada (sensores), lo que implica que al ocurrir una desviación en alguna de las variables de procesos, los instrumentos de entrada tanto del SBCP y del SIS actuarían simultáneamente. Si el SBCP no actúa frente a una desviación, por causa de los elementos de entrada, tampoco lo hará el SIS por la misma causa, y la planta se verá desprotegida frente a esta desviación.

Al separar la instrumentación del SBCP y del SIS, se minimizan las probabilidades de falla por causas comunes y la instalación sería más segura.

Según lo expuesto la unidad de reformación estudiada, no estaría cumpliendo con la ANSI/ISA Standard 84.00.01-2004, “Seguridad Funcional: Sistemas Instrumentados de Seguridad para el Sector Industrial de Procesos ó simplemente ISA 84.01” [5] , ya que esta utiliza el término Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS) para un conjunto de instrumentos diseñados para ser independientes y separados del sistema básico de control del proceso (BPCS) para proporcionar protección contra anomalías generadas en los sistemas de control.

Si se incorporan elementos de entrada del SBCP independientes a los del SIS, con el objetivo de separar la instrumentación de ambos sistemas, se generan costos asociados al proceso. En la tabla 6.1 se muestran los costos aproximados (referencia) de la instrumentación, y en la tabla 6.2 se muestra la relación de costos para un escenario.

Por ejemplo, para el escenario B-83-011, se estaría adicionando un sensor FT83246 al SBCP, por lo que con la ecuación 6.1 se puede calcular en cuanto se incrementan los costos:

$$\text{Incremento en costos} = \text{costos adicionales} - \text{costos actuales} \quad (6.1)$$

Costos actuales = 118100,00\$

Costos adicionales = 119800,00\$

Incremento en costos = 1700\$

Tabla 6.1 Costos Aproximados de la Instrumentación

Instrumento	Modelo	Tipo	Proveedor	Costo Aproximado \$
Transmisor de Flujo o Presión (FT)/(PT) / (FZT) / (PZT)	3051S	Presión Diferencial	ROSEMOUNT	1.700,00
Controlador (seguridad) (UZA)	5300	Triple modular redundante	TRICONEX	3.500,00
Válvulas Falla Cerrada	Vee-Ball V150,V200 V300	Rotativas Sil 3	EMERSON	6.000,00
Válvula Falla Abierta	Vee-Ball V150,V200 V300	Rotativas Sil 3	EMERSON	6.000,00
Transmisor de Temperatura (TT) / (TZT)	STT250	Termocupla	HONEYWELL	757,00
Transmisor de Oxígeno (AT) / (AZT)	Genérico		ROSEMOUNT	2.900,00
Controlador smart (procesos) (FIC246)	Genérico			1.500,00

Nota: se asume que los transmisores para el SBCP poseen el mismo costo de los transmisores de seguridad.

Tabla 6.2 Costos Aproximados de la Instrumentación escenario B-83-011

	Elemento Iniciador	Elemento de lógica	Elemento final de control
	Instrumentos de Control de Procesos		
	FT83246	FIC246	FCV246
Costos \$	1700,00	1500,00	6000,00
	Instrumentos del SIS		
	FZT83246A/B/C	UZA06	FZV83205/239/246/313/381/392 UV83213/252/308/309/310/304/305/306/397/398 /399
Costos \$	(1700,00*3)	3500,00	102000,00

En la tabla 6.3 se muestra el incremento en costos por adición de los sensores en el SBCP en cada escenario.

Tabla 6.3 Incremento de Costos en los Escenarios Estudiados

Escenario	Instrumento Adicional para el SBCP	Incremento en costos \$
B-83-011	FT	1700
B-83-021	FT	1700
B-83-031	FT	1700
B-83-051	FT	1700
B-83-111A	PT	1700
B-83-111B	PT	1700
B-83-121	AT	2900
B-83-131	TT	757

6.2 REFORZAR LA SIF EN LOS ESCENARIOS DONDE EL SIS NO CUBREN EL FACTOR DE REDUCCIÓN DE RIESGO AL OCURRIR UN EVENTO, PARA MEJORAR EL RESULTADO.

Una de las formas de reforzar la SIF es revisando los tiempos de inspección (TI), para observar si la PFD tiene alguna variación y mejora el FRR. El tiempo de inspección actual es de 1 año, se realizan los cálculos reduciendo los tiempos de inspección a cada 6 meses y a cada 3 meses, en los escenarios donde no se cumple el FRR con la finalidad de observar si hay mejoras en la SIF, ver tabla 6.4.

Tabla 6.4 Tiempos de Inspección

Tiempo de Inspección	Periodo	Horas
Actual	1 año	8760
Propuesto 1	6 meses	4380
Propuesto 2	3 meses	2190

a) Tiempo de Inspección 4380 horas.

- Cálculo de PFD de los transmisores de flujo (FZT):

$$PFD_{FZT} = \frac{3 * (4380h)^2 * (356E - 9 / h)^2}{4} = 1.823E - 6$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de presión (PZT) voting 2oo3:

$$PFD_{PZT} = \frac{3 * (4380h)^2 * (356E - 9 / h)^2}{4} = 1.8231E - 6$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de temperatura (TZT) :

$$PFD_{TZT} = \frac{3 * (4380h)^2 * (2000E - 9 / h)^2}{4} = 5.755E - 5$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de oxígeno (OZT):

$$PFD_{AZT} = \frac{3 * (4380h)^2 * (4E - 6 / h)^2}{4} = 2.303E - 4$$

- Cálculo de PFD de las válvulas (FZV y UVZ):

$$PFD_{abierta} = \frac{4380h * 339E - 9 / h}{2} = 7.424E - 4$$

$$PFD_{cerrada} = \frac{4380h * 765E - 9}{2} = 1.675 - 3$$

- Cálculo de PFD del controlador

$$PFD_{controlador} = \frac{3 * (4380h)^2 * (3.73E - 9)^2}{4} = 1.566E - 10$$

Los resultados se encuentran en las tablas 6.5 y 6.6

Tabla 6.5 PFD para Transmisores y Controlador para TI 4380 horas

Instrumento (CMCi)	PFD
Transmisor de Flujo FZT A/B/C	1.823E-6
Transmisor de Presión PZT A/B/C	1.823E-6
Transmisor de Temperatura TZT A/B/C	5.755E-5
Transmisor de Oxígeno AZT A/B/C	2.302E-4
Controlador UZA	1.566E-10

Tabla 6.6 PFD para los Elementos de Salida para TI 4380 horas

Válvula Numero	Válvula (CMCi)	Tipo de Falla	DTI	PFD
1	FZV83205	Cerrada	3006-2831-FP20805	1.675E-3
2	FZV83239	Cerrada	3006-2831-FP20808	1.675E-3
3	FZV83246	Cerrada	3006-2831-FP20808	1.675E-3
4	FZV83313	Cerrada	3006-2831-FP20812	1.675E-3
5	FZV83381	Cerrada	3006-2831-FP20819	1.675E-3
6	FZV83392	Cerrada	3006-2831-FP20820	1.675E-3
7	UZV83213	Cerrada	3006-2831-FP20805	1.675E-3
8	UZV83252	Cerrada	3006-2831-FP20808	1.675E-3
9	UZV83308	Cerrada	3006-2831-FP20819	1.675E-3
10	UZV83309	Cerrada	3006-2831-FP20819	1.675E-3
11	UZV83310	Cerrada	3006-2831-FP20819	1.675E-3
12	UZV83304	Cerrada	3006-2831-FP20820	1.675E-3
13	UZV83305	Cerrada	3006-2831-FP20820	1.675E-3
14	UZV83306	Cerrada	3006-2831-FP20820	1.675E-3
15	UZV83397	Cerrada	3006-2831-FP20820	1.675E-3
16	UZV83398	Cerrada	3006-2831-FP20820	1.675E-3
17	UZV83399	Abierta	3006-2831-FP20820	7.424E-4
18	PZV83382	Cerrada	3006-2831-FP20819	1.675E-3
19	PZV83269	En la última posición	3006-2831-FP20811	1.675E-3

*** Se asume que la última posición es cerrada

Se presenta el cálculo de la PFD para los elementos de seguridad para el evento Falla del Lazo de Control por Bajo Flujo de Vapor, en el escenario B-83-011, (PID 3006-2831-FP20805), se usa la ecuación 6.2:

$$PFD_{(SIS)} = 1 - [(1 - PFD_{Entrada})(1 - PFD_{Logica})(1 - PFD_{Salidas})] \quad (6.2)$$

$$PFD_{avg(B-83-011)} = 1 - [(1 - PFD_{FZT})(1 - PFD_{UZA})(1 - PFD_{VALVULAS})]$$

Para las válvulas, se utiliza el Diagrama de Venn, para n elementos que se unen, esto debido a que el árbol de fallas se analiza es con la compuerta OR, donde la ecuación general a utilizar es la 6.3:

$$\begin{aligned} PFD_N = & PFD_1 + PFD_2 + PFD_3 + \dots + PFD_N - (PFD_1 * PFD_2) - (PFD_1 * PFD_3) - \dots - (PFD_{N-1} \\ & * PFD_N) + (PFD_1 * PFD_2 * PFD_3) + (PFD_{N-2} * PFD_{N-1} * PFD_N) + \dots + \\ & (-1)^{N-1} (PFD_1 * PFD_2 * \dots * PFD_N) \end{aligned} \quad (6.3)$$

Los términos de segundo orden y superiores pueden ser despreciados frente al primer sumando que hace la contribución fundamental, con lo que obtiene la ecuación 6.4:

$$PFD_N = PFD_1 + PFD_2 + PFD_3 + \dots + PFD_N \quad (6.4)$$

Por lo que la PFD para los elementos de salida del SIS en el escenario B-83-011, con voting 17oo17:

$$\begin{aligned} PFD_{(B83-011VALVULAS)} = & 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + \\ & 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + 1.675E-3 + \\ & 1.675E-3 + 7.424E-4 \end{aligned}$$

$$PFD_{(B83-011VALVULAS)} = 2.75E-02$$

En la tabla 6.7 se encuentran los resultados de las Probabilidades de Falla en Demanda, para los elementos que componen el SIS propuesto.

Tabla 6.7 PFD del los elementos del SIS Propuesto para TI 4380 horas

ESCENARIO	PFD TRANSMISOR	PFD CONTROLADOR	PFD VALVULAS
B-83-011	1.823E-6	1.566E-10	2.75E-2
B-83-021	1.823E-6	1.566E-10	2.75E-2
B-83-031	1.823E-6	1.566E-10	2.75E-2
B-83-051	1.823E-6	1.566E-10	2.01E-2
B-83111A	1.823E-6	1.566E-10	2.01E-2
B-83-111B	1.823E-6	1.566E-10	2.01E-2
B-83-121	2.302E-4	1.566E-10	2.65E-2
B-83-131	5.755E-5	1.566E-10	2.65E-2

Luego usando la ecuación 6.2, se tiene que:

$$PFD_{avg(B-83-011)} = 1 - [(1 - 1.823E-6)(1 - 1.566E-10)(1 - 2.75E-2)]$$

$$PFD_{avg(B-83-011)} = 0.0275$$

Donde los resultados se muestran en la tabla 6.8, donde con el valor obtenido de PFD_{avg} se obtiene el factor de reducción de riesgo (FRR) de la SIF estudiado.

$$FRR = 1/0.0275$$

$$FRR = 36.36$$

En la tabla 6.9 se comparan los valores del factor de reducción de riesgo y el nivel SIL que necesitan los eventos para llegar al valor del riesgo meta obtenidos con la corrida de LOPA, con respecto a los resultados obtenidos del SIF analizado.

Tabla 6.8 Resultados del Cálculo del Nivel SIL para las SIF para TI 4380 horas

Escenario	PFDavg	FRR (1/ PFDavg)	Nivel SIL [5]
B-83-011	0.0275	36.36	1
B-83-021	0.0275	36.36	1
B-83-031	0.0275	36.36	1
B-83-051	0.0201	49.75	1
B-83-111A	0.0201	49.75	1
B-83-111B	0.0201	49.75	1
B-83-121	0.0267	37.42	1
B-83-131	0.0265	37.66	1

Tabla 6.9 Resultados LOPA y de la SIF para los Escenarios Estudiados para TI 4380 horas

Escenario	Resultados LOPA		Resultados de la SIF		Cumple SIF con el FRR
	FRR	Nivel SIL	FRR	Nivel SIL	
B-83-011	23.32	1	36.36	1	Si
B-83-021	23.66	1	36.36	1	Si
B-83-031	23.04	1	36.36	1	Si
B-83-051	41.62	1	49.75	1	Si
B-83-111A	38.16	1	49.75	1	Si
B-83-111B	61.20	2	49.75	1	No
B-83-121	72.00	2	37.42	1	No
B-83-131	55.00	2	37.66	1	No

En los escenarios B-83-111B, B-83-121 y B-83131 no se cumple con el FRR cuando el TI es de 4380 horas, por lo que para éstos se propone un TI de de 2190 horas.

b) Tiempo de Inspección 2190 horas.

Para los escenario B-83-111B, B-83-121 y B-83131, se realizó la iteración para un tiempo de inspección de 2190 horas. Los resultados se encuentran en las tablas 6.10 y 6.11

- Cálculo de PFD de los transmisores de flujo (FZT):

$$PFD_{FZT} = \frac{3 * (2190h)^2 * (356E - 9 / h)^2}{4} = 4.558E - 7$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de presión (PZT):

$$PFD_{PZT} = \frac{3 * (2190h)^2 * (356E - 9 / h)^2}{4} = 4.558E - 7$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de temperatura (TZT) :

$$PFD_{TZT} = \frac{3 * (2190h)^2 * (2000E - 9 / h)^2}{4} = 1.438E - 5$$

- Cálculo de PFD de los transmisores de oxígeno (OZT):

$$PFD_{AZT} = \frac{3 * (2190h)^2 * (4E - 6 / h)^2}{4} = 5.755E - 5$$

- Cálculo de PFD de las válvulas (FZV y UVZ):

$$PFD_{abierta} = \frac{2190h * 339E - 9 / h}{2} = 3.712E - 4$$

$$PFD_{cerrada} = \frac{2190h * 765E - 9}{2} = 8.376 - 4$$

- Cálculo de PFD del controlador

$$PFD_{controlador} = \frac{3 * (2190h)^2 * (3.73E - 9)^2}{4} = 5.004E - 11$$

Tabla 6.10 PFD para Transmisores y Controlador para TI 2190 horas

Instrumento (CMCi)	PFD
Transmisor de Flujo FZT A/B/C	4.558E-10
Transmisor de Presión PZT A/B/C	4.558E-10
Transmisor de Temperatura TZT A/B/C	1.438E-5
Transmisor de Oxígeno AZT A/B/C	5.75E-5
Controlador UZA	5.004E-11

Tabla 6.11 PFD para los Elementos de Salida para TI 2190 horas

Válvula Numero	Válvula (CMCi)	Tipo de Falla	DTI	PFD
1	FZV83205	Cerrada	3006-2831-FP20805	8.376E-4
2	FZV83239	Cerrada	3006-2831-FP20808	8.376E-4
3	FZV83246	Cerrada	3006-2831-FP20808	8.376E-4
4	FZV83313	Cerrada	3006-2831-FP20812	8.376E-4
5	FZV83381	Cerrada	3006-2831-FP20819	8.376E-4
6	FZV83392	Cerrada	3006-2831-FP20820	8.376E-4
7	UZV83213	Cerrada	3006-2831-FP20805	8.376E-4
8	UZV83252	Cerrada	3006-2831-FP20808	8.376E-4
9	UZV83308	Cerrada	3006-2831-FP20819	8.376E-4
10	UZV83309	Cerrada	3006-2831-FP20819	8.376E-4
11	UZV83310	Cerrada	3006-2831-FP20819	8.376E-4
12	UZV83304	Cerrada	3006-2831-FP20820	8.376E-4
13	UZV83305	Cerrada	3006-2831-FP20820	8.376E-4
14	UZV83306	Cerrada	3006-2831-FP20820	8.376E-4
15	UZV83397	Cerrada	3006-2831-FP20820	8.376E-4
16	UZV83398	Cerrada	3006-2831-FP20820	8.376E-4
17	UZV83399	Abierta	3006-2831-FP20820	3.712E-4
18	PZV83382	Cerrada	3006-2831-FP20819	8.376E-4
19	PZV83269	En la última posición	3006-2831-FP20811	8.376E-4

*** Se asume que la última posición es cerrada

Se presenta el cálculo de la PFD para los Elementos de Seguridad para el evento Falla del Lazo de Control por Bajo Flujo de Purga desde el PSA

Vapor por Fallas en Lazo de Control B-83-111B, (PID 3006-2831-FP20819), se usa la ecuación 6.5:

$$PFD_{(SIS)} = 1 - [(1 - PFD_{Entrada})(1 - PFD_{Logica})(1 - PFD_{Salidas})] \quad (6.5)$$

$$PFD_{avg(B-83-011)} = 1 - [(1 - PFD_{PZT})(1 - PFD_{UZA})(1 - PFD_{VALVULAS})]$$

Para las válvulas, se utiliza el Diagrama de Venn, para n elementos que se unen, esto debido a que el árbol de fallas se analiza es con la compuerta OR, donde la ecuación general a utilizar es la 6.6:

$$PFD_N = PFD_1 + PFD_2 + PFD_3 + \dots + PFD_N - (PFD_1 * PFD_2) - (PFD_1 * PFD_3) - \dots - (PFD_{N-1} * PFD_N) + (PFD_1 * PFD_2 * PFD_3) + (PFD_{N-2} * PFD_{N-1} * PFD_N) + \dots + \dots + (-1)^{N-1} (PFD_1 * PFD_2 * \dots * PFD_N) \quad (6.6)$$

Los términos de segundo orden y superiores pueden ser despreciados frente al primer sumando que hace la contribución fundamental, con lo que obtiene la ecuación 6.7:

$$PFD_N = PFD_1 + PFD_2 + PFD_3 + \dots + PFD_N \quad (6.7)$$

Por lo que la PFD para los elementos de salida del SIS en el escenario B-83-111B, con voting 12oo12:

$$PFD_{(B83-111B \text{ VALVULAS})} = 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4 + 8.376E-4$$

$$PFD_{(B83-011 \text{ VALVULAS})} = 1.005E-2$$

En la tabla 6.12 se encuentran los resultados de las Probabilidades de Falla en Demanda, para los elementos que componen el SIS propuesto:

Tabla 6.12 PFD de los elementos del SIS Propuesto para TI 2190 horas

ESCENARIO	PFD TRANSMISOR	PFD CONTROLADOR	PFD VALVULAS
B-83-111B	4.558E-7	5.004E-11	1.005E-2
B-83-121	5.750E-5	5.004E-11	1.377E-2
B-83-131	1.438E-5	5.004E-11	1.377E-2

Luego usando la ecuación 6.2, se tiene que:

$$PFD_{avg(B-83-111B)} = 1 - [(1 - 4.558E-6)(1 - 5.004E-11)(1 - 1.005E-2)]$$

$$PFD_{avg(B-83-111B)} = 0.01005$$

Donde los resultados se muestran en la tabla 6.13 donde con el valor obtenido de PFDavg se obtiene el factor de reducción de riesgo (FRR) de la SIF estudiado.

$$FRR = 1/0.01005$$

$$FRR = 99.46$$

En la tabla 6.14 se comparan los valores del factor de reducción de riesgo y el nivel SIL que necesita el evento para llegar al valor del riesgo meta obtenidos con la corrida de LOPA, con respecto a los resultados obtenidos del SIF analizado.

Tabla 6.13 Resultados del Cálculo del Nivel SIL para las SIF para TI 2190 horas

Escenario	PFDavg	FRR (1/ PFDavg)	Nivel SIL [5]
B-83-111B	0.01005	99.46	2
B-83-121	0.0138	72.32	2
B-83-131	0.0137	72.62	2

Tabla 6.14 Resultados LOPA y de la SIF para los Escenarios Estudiados para TI 2190 horas

Escenario	Resultados LOPA		Resultados de la SIF		Cumple SIF con el FRR
	FRR	Nivel SIL	FRR	Nivel SIL	
B-83-111B	61.20	2	99.46	2	Si
B-83-121	72.00	2	72.38	2	Si
B-83-131	55.00	2	72.62	2	Si

En la tablas 6.9 y 6.14 se observa que al disminuir el intervalo de los tiempos de inspección en los escenarios, el FRR de las SIF aumenta, haciéndose esta más efectiva.

6.3 CREAR UNA BASE DE DATOS DE LOS ACTIVOS DEL SISTEMA DE CONTROL QUE PERMITA DETERMINAR ESTADÍSTICAS PROPIAS DE FALLA DE INSTRUMENTOS Y SISTEMAS.

Es recomendable para el Proyecto Conversión Profunda llevar un registro de las fallas de todos los instrumentos tanto del SBCP como del SIS con la finalidad de tomar las acciones correctivas antes de que ocurra una falla en éstos, que puede ocasionar paradas imprevistas del sistema, lo que ocasiona pérdidas de económicas por fallas en la producción. Esto puede ser a través de la implementación de un sistema de administración de activos de sistemas de control (AMS por sus siglas en ingles), el cual se comunicaría con la instrumentación del SBCP y el SIS para obtener su estatus de funcionamiento [33].

La mayoría de las grandes plantas de proceso invierten millones en sus sistemas de control. Sin embargo, típicamente más del 30% de los sistemas se encuentran fuera de línea en un momento dado. Para obtener el mejor desempeño del sistema de control se requiere de un enfoque estructurado para la administración de sistemas de control.

Entre los activos en el sistema de control se encuentran:

- ✿ Instrumentos y válvulas
- ✿ Sistemas de control distribuido (DCSs) y controladores
- ✿ Software, Infraestructura (cableado, canalización, etc.) y Redes
- ✿ Estrategias de control, Aplicaciones, Configuración y Conocimiento del Proceso.

Un sistema de control contempla a muchos y diversos “activos”. Algunos de estos son los tradicionales, activos físicos, tales como instrumentos, válvulas y sistemas DCS. Menos obvios, pero de importancia crítica, están los activos tales como el software, la ingeniería y la configuración que ayudan a que el equipo controle los procesos específicos en la planta. La administración de activos es una práctica para asegurar que todos los activos estén desempeñando mejor su valor. A un nivel muy alto, esto puede medirse como RONA o “Return on Net Assets”. La administración de activos incluye herramientas y prácticas para que todos los activos estén trabajando óptimamente.

La mayoría de las plantas de proceso gastan millones en sus sistemas de control. Típicamente, 30% de los lazos de control no corren en su modalidad normal de operación. Muchos lazos se quedan en operación manual. Esto inhabilita efectivamente la función del lazo de control, y asegura que esos activos no sean utilizados para mejorar el desempeño. Adicionalmente, es típico que el 40% de los lazos de control estén oscilando. Esta oscilación reduce la eficiencia de la planta y aumenta el desgaste de los equipos.

Muchas válvulas de control trabajan de más. Es decir, están moviéndose más de lo que es necesario para un buen control, en algunos casos más de 10 veces de los movimientos requeridos. En algunas plantas, las válvulas se mueven tanto que las partes internas de éstas se desgastan. Este desgaste excesivo conduce a fallas prematuras, y por ende daños de la válvula, lo que acarrea costos a la planta. Esto es muchas veces imperceptible por el operador, pero si se lleva una estadística del funcionamiento de ésta, se pueden hacer mantenimientos preventivos, lo que ayudaría a que el equipo tuviera un buen funcionamiento por un largo periodo de tiempo, y los costos asociados disminuyen para la empresa.

En muchos casos, el personal de la planta simplemente no se entera de lo extenso de estos problemas de administración de activos. Un aspecto clave de la administración de activos es que puede hacerse rápidamente, basándose en información de tiempo real. Esto ayuda para agilizar el tiempo de respuesta para el personal de operaciones y automatización. La rapidez de respuesta hace que el proceso se controle más, fácilmente. Esto brinda beneficios a la rentabilidad del negocio rápidamente.

6.4 USAR INSTRUMENTACIÓN CERTIFICADA

En el arranque, normal funcionamiento y parada de la planta se debe asegurar que los instrumentos de las capas de seguridad proporcionen la seguridad y disponibilidad requeridas por el sistema y de que en caso de una falla, se situarán en posición segura, es decir sean confiables. Para esto se deben seleccionar instrumentos iniciadores (transmisores) y elementos finales (válvulas) certificados para aplicaciones de seguridad de acuerdo con la norma IEC61508 [21], la cual indica que la instrumentación de seguridad debe tener certificación de datos FMEDA (Failure Modes, Effects, and Diagnostic Analysis) [34].

CONCLUSIONES

- Con la metodología HAZOP se logró identificar los escenarios, eventos y peligros que contribuyen a la inoperabilidad del horno de reformación de la Unidad de Producción de Hidrógeno, U-83, que se generan cuando ocurre una desviación en las variables de procesos, tales como: bajo flujo de vapor, no flujo de vapor, pérdida de contenido de los componentes de entrada al reformador, composición de las corrientes de entrada al reformador, alto flujo de vapor, bajo flujo de gas, alta presión, alta temperatura. Así como alto, bajo, no flujo, alta temperatura, alta presión en el sistema de gas combustible en los pilotos y quemadores.

- El no adecuado control de las variables de procesos ocasionan posible coquificación de los tubos del reformador, fuego en el reformador y posible explosión del reformador.

- Se determinó por la metodología Árboles de Falla que el evento con más alta frecuencia de ocurrencia es el B-83-121, no hay flujo de aire para la combustión, $7.10E^{-4}$ /Año. Así como el evento de menor frecuencia de ocurrencia es el B-83-101 alta presión en la caja de fuego por ruptura de un tubo del reformador, $1.30E^{-4}$ /Año.

- Los resultados del método del análisis de las capas de protección LOPA, depende en gran medida de la frecuencia de ocurrencia del evento iniciador y de la asignación del riesgo meta.

- De acuerdo con la metodología LOPA, los escenarios analizados B-83-011, B-83-021, B-83-031, B-83-041, B-83-051, B-83-081, B-83-091, B-83-111A, B-83-111B, B-83-121 y B-83-131, requieren la incorporación de un SIS u otra medida para disminuir el riesgo de ocurrencia de un evento dentro de esos escenarios, debido a que las capas de protección existentes no reducen en un 100% ocurrencia del evento,

por lo que no llegan hasta el valor de su riesgo meta o aceptable, no cumplen con el nivel de riesgo necesario para la instalación.

-Las capas de protección existentes, proporcionan una reducción de riesgo para la ocurrencia de los eventos en los escenarios B-83-061, B-83-071, B-83-010, B-83-101, adecuada, llevándolos hasta el valor del riesgo meta, o muy por debajo de éste, por lo que no requieren la incorporación de un SIS u otro sistema, para reducir su riesgo de ocurrencia.

- El evento con mayor frecuencia de ocurrencia es el B-83-121, no hay flujo de aire para la Combustión, $7.20E-1/Año$.

-El evento con menor frecuencia de ocurrencia es el B-83-101, rotura de un tubo del reformador, $1.30E-4/Año$.

-Los elementos que conforman las entradas, en el sistema de control de procesos, son los que arrojan mayor porcentaje de contribución para producirse un evento no deseado.

-Las capas de protección existentes cumplen con las propiedades de una Capa de Protección Independiente, según la Norma IR-P-02.

-Las Funciones Instrumentadas de Seguridad propuestas para el SIS, de acuerdo a este estudio ofrecen una protección a los escenarios, SIL 1.

-Los instrumentos de salida de las SIF's propuestas, tienen mayor influencia en el aporte a la PFD de los eventos a producirse en los diferentes escenarios. A excepción del escenario B-83-121, donde el mayor aporte a la falla lo proporcionan los

instrumentos de entrada. Esto se debe a la cantidad de instrumentos que están relacionados a la salida con voting 17oo17 y voting 12oo12.

- La SIF propuesta por el Licenciante de la Unidad, no cubren el FRR exigido por los escenarios B-83-011, B-83-021, B-83-031, B-83-041, B-83-051, B-83-081, B-83-091, B-83-111A, debido a que el FRR de la SIF es menor con respecto al requerido por los escenarios, aunque el nivel SIL de ambos sea el mismo.

- Los escenarios B-83-111B, B-83-121 y B-83-131, tienen como requerimiento un SIL 2, por lo que la SIF propuestas para ellos no cubre este nivel, SIL 1, existe una gran diferencia con el FRR entre ambos.

- Las SIF's propuestas por el Licenciante no cumplen con las propiedades de Capa de Protección Independiente según la Norma IR-P-02 [15].

-La diferencia entre el método cualitativo (PDVSA) y el cuantitativo (LOPA), es que en el método cualitativo sus resultados dependen del aporte de grupo de expertos que hace el estudio en función de sus experiencias, el método cuantitativo se basa en el análisis de datos numéricos sobre los posibles eventos a ocurrir en un escenario. Cuando en un análisis SIL cualitativo su resultado es 2, se debe verificar este valor realizando un análisis SIL cuantitativo para verificar el riesgo en el proceso.

- Al disminuir el intervalo de los tiempos de inspección de la instrumentación que conforman a las SIF's, aumenta el FRR y el nivel SIL de ésta.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda establecer un control de inspección y chequeo de los sistemas de protección, para asegurar que se cumplan los tiempos de inspección establecidos para reducir los riesgos de falla en demanda.

- Se deben realizar las mejoras necesarias que lleven al escenario, a cumplir con el riesgo meta determinado para la instalación. Estas mejoras podrían referirse desde el cambio del tiempo de inspección, pasando por adecuar los niveles de redundancia, implementar un sistema de administración de activos de sistemas de control, hasta la adición de otra capa de protección.

- Se recomienda extender este estudio a otras instalaciones del Proyecto Conversión Profunda dentro de PDVSA.

- Se debe instruir al personal de operación y mantenimiento en el manejo de la planta de Producción de Hidrógeno, en cuanto al proceso y seguridad del mismo, mediante el uso de los procedimientos elaborados por el proyecto en las labores de arranque, operación normal y parada.

- Realizar un diseño más detallado del SIS, de manera que se incluyan modos de fallas, interface con el operador, consideraciones de diseño de campo, etc.

- A nivel industrial estandarizar procedimiento de determinación del Nivel de Integridad de Seguridad con la finalidad que todos los miembros de la organización afines a esta área de la automatización dispongan de las mismas bases y criterios, con el objeto de evaluar y justificar el diseño de configuración de las Funciones Instrumentadas de Seguridad (SIF) del Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS).

BIBLIOGRAFÍAS

- [1] Memoria Descriptiva del Proyecto Conversión Profunda. (2006)
- [2] Malavé Otahola Manuelina (2007) , Evaluación Cuantitativa de los Sistemas de Protección de una Planta de Formación de Azufre Sólido. Trabajo Especial de Grado como requisito para optar al Título de Especialista en Automatización e Informática Industrial. Universidad de Oriente.
- [3] Miguet Edmundo (2002), Automatización Hornos De Crudo De La Refinería San Roque. Trabajo Especial de Grado como requisito para optar al Título de Especialista en Automatización e Informática Industrial. Universidad de Oriente.
- [4] Romel Rodríguez (2002). Evaluación cuantitativa de las capas de protección de una planta de extracción de líquidos del gas natural. Trabajo Especial de Grado como requisito para optar al Título de Especialista en Automatización e Informática Industrial. Universidad de Oriente.
- [5] ANSI / ISA. "S84.01 Application of Safety Instrumented System for the Process Industries". (1996).
- [6] IEC SC65, "Aspects Systems", Internacional Electrotechnical Comisión, IEC Comisión Electrotechnical CEI. (2000).
- [7] PETROZUATA C. A. Proyecto VEHOP (PDVSA – CONOCO). Gerencia de Riesgos. PZ/08P/057". (2003).
- [8] PETROZUATA C.A. Proyecto VEHOP (PDVSA – CONOCO). "Procedure for Safety System Bypass. PZ/08P/061". (2004).

- [9] Libro de Refinería Puerto La Cruz (2006)
- [10] Bases de Diseño Unidad de Producción de Hidrógeno, Rev 0, documento 3006-2831-FP11501, (2009).
- [11] Gaceta Oficial de la República Bolivariana de Venezuela número 356929 (2007).
- [12] Technip (2008). HPU Process Desing Package. PDVSA Project #07-197.
- [13] Mayers Robert, Manual de Procesos de Refinación, McGraw Hill, Tomo I, 3era edición.
- [14] Tirabasso Jorge, Sistemas De Detección Segura de Llama IRIS SYSTEM S550BP532, ARTÍCULO “TN071” (2007)
- [15] PDVSA. “Manual de Ingeniería de Riesgos. Volumen I. MIR IR – P – 02. Nivel de Integridad (SIL) de un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS)”. (2008).
- [16] Filosofía de Control, documento número 3006-2831-FP11401, Rev 0 (2009).
- [17] Paul Gruhn y Harry Cheddie, “ Safety Shutdown System: Design, Analysis and Justification”. ISA. 1^{ra} edición. USA (1998).
- [18] PDVSA. “Manual de Ingeniería de Riesgo Volumen I. MIR IR-S-01 Filosofía de Diseño Seguro”. (1995).
- [19] William M. Goble. “Control System. Safety Evaluation & Reliability”. ISA. 2^{da} edición. USA. (1998).
- [20] PDVSA. “Manual de Ingeniería de Riesgo Volumen I. MIR IR-S-02 Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos”. (1993).

- [21] IEC “IEC-61508. Functional safety of electrical/electronic/programmable electronic safety-related system”. Versión 4.0. (1997).
- [22] Libro LOPA (1997).
- [23] Oreda. “ Offshore reliability data”. Sintef Industrial Management. 3^{ra} edición. Noruega (1997).
- [24] Estudio HAZOP Unidad 83. (2008).
- [25] Reliability Data for Safety Instrumented Systems
- [26] ANSI / ISA. “TR84.0.02 Part 3: Determining the SIL of a SIS via Fault Tree Analysis”. (2002).
- [27] PDVSA. “Manual de Ingeniería de Riesgo Volumen 9-II. Guía de Ingeniería.90620.1.17 Selección y Verificación de la Arquitectura de Un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS). (2002).
- [28] Manual ROSEMOUNT (<http://www2.emersonprocess.com/en-US/brands/rosemount/Documentation-and-Drawings/Manuals/Pages/index.aspx>)
- [29] Manual Triconex (<http://www.tecniequipos.com/index.html>)
- [30] Manual EMERSON catalogo 2008-2009
- [31] Manual HONEYWELL (<http://wwwcdeos.etse.urv.es/pub/pdf/204pub.pdf>)
- [32] Información de Internet válvulas Vee-Ball (http://www.documentation.emersonprocess.com/groups/public/documents/product_fliers/d1022427x4e2.pdf)

[33] <http://www.qualityprofessionalsoftware.com/pe/files/Administracion%20de%20Activos%20de%20los%20Sistemas%20de%20Control.pdf>

[34] <http://www.exida.com/articles/FMEDA%20Development.pdf>

[35] R. Billiton, “Power System Reliability Evaluation”, Gordon and Breach Science Publishers, New Cork, 1970

[36] PETROZUATA C.A. Proyecto VEHOP (PDVSA – CONOCO). “Identificación de Riesgos en el Trabajo para Informar a los Empleados. PZ/08P/086”. (1999).

[37] PETROZUATA C.A. Proyecto VEHOP (PDVSA – CONOCO). “Procedure for Safety System Bypass. PZ/08P/061”. (2004).

[38] PETROZUATA C.A. Proyecto VEHOP (PDVSA – CONOCO). “Prevención y Protección contra Incendios. PZ/08P/068”. (2005).

[39] J. A, Rodríguez. “Aplicación de Criterios de Tolerancia de Riesgos y Costo-beneficio en los Estudios de Análisis de Riesgo de la Industria Petrolera y Petroquímica Venezolana”. Arpel, México (19991).

[40] <http://www.monografias.com/trabajos12/origmem/origmem2.shtml>

[41] Ogata, K. (1980). Ingeniería de Control Moderna. Editorial Prentice – Hall Hispanoamericana, S. A. México.

[42] Smith, C. A. y Corripio, A. B. (2001). Control Automático de Procesos. Editorial Limusa. México.

[43] AICHE. “Layer Of Protection Analysis Simplified Process Risk Assessment”. AICHE Publications. (2002).

ANEXOS

Anexo 1: Glosario

Actuadores: el actuador debe contar con un indicador local que muestre la posición de la válvula. En caso de pérdida de señal o suministro de aire la válvula debe tomar una posición segura y emitir una señal de alarma.

Análisis: Es el desarrollo cuantitativo de la estimación del riesgo, basado en una evaluación de ingeniería y técnicas matemáticas, para combinar el elemento iniciador, frecuencia, consecuencias y capas de protección

Árbol de fallas: representación gráfica lógica y organizada de las condiciones ó factores que causan o contribuyen a que ocurra un evento no deseado definido.

BPCS: es el sistema básico de control de procesos, provee el control normal del proceso. Consiste en sensores, un programa de solución lógica (logic solvers) y un elemento final que regula atómicamente el proceso dentro de los límites normales de producción

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

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

Comisionamiento: es la verificación y confirmación de que el SIS cumple con las características especificadas en la documentación del diseño detallado y se encuentra listo para las pruebas de pre arranque

Competencia: tener la destreza necesaria, conocimiento, entendimiento y madurez de juicio para ser capaz de cumplir con las obligaciones de manera segura y efectiva.

Complejidad: se define como un indicador del número de grados de libertad al cometer errores.

Comunicación externa: intercambio de datos entre el SIS y una variedad de sistemas o dispositivos que se encuentran fuera del SIS. Esto incluye interfaces del operador compartidas, interfaces de ingeniería/mantenimiento, sistemas de adquisición de datos, entre otros.

Comunicación interna: intercambio de datos entre diferentes dispositivos dentro de un sistema dado.

Confiabilidad: es la probabilidad de que un sistema pueda desempeñar una función definida bajo condiciones especificadas para un periodo de tiempo dado.

Consecuencia: es una medida de los efectos esperados de un evento

Controlador: un controlador es software que permite que el equipo se comunique con hardware o dispositivos. Sin controladores, el hardware que conecte al equipo (por ejemplo, una tarjeta de vídeo o una cámara web) no funcionará correctamente. El controlador compara la variable controlada (presión, nivel, temperatura) con un valor deseado y ejercen una acción correctiva de acuerdo con la desviación.

Convertidores: son aparatos que reciben una señal de entrada neumática (3-15 psi) o electrónica (4-20 mA) procedente de un instrumento y después de modificarla envían la resultante en forma de señal de salida estándar. Ejemplo: un convertidor P/I (señal de entrada neumática a señal de salida electrónica), un convertidor I/P (señal de salida eléctrica a señal de salida neumática).

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

Desenergizado para disparo: circuitos SIS en donde las salidas y dispositivos se encuentran energizados en operación normal. Cuando se suspende el suministro de energía se produce una acción de disparo.

Desmantelamiento parcial: es un caso particular de modificación, el cual consiste en la remoción de una ó más funciones instrumentadas de seguridad (SIF) del SIS.

Desmantelamiento: es la remoción completa de un SIS de su servicio activo.

Disparos en falso: activación de cualquier Función Instrumentada de Seguridad (SIF) perteneciente al SIS, sin existir una demanda real en campo.

Disponibilidad de seguridad: es fracción de tiempo en que un sistema de seguridad es capaz de desempeñar un servicio de seguridad designado cuando el proceso esta en operación. Un SIS no esta disponible si se encuentra en un estado de falla (seguro o peligroso), o esta fuera para mantenimiento.

Diversidad: uso de dispositivos y equipos con diferentes tecnologías o métodos de diseño que desempeñen una función de seguridad común, de manera que se minimicen las fallas de causa común.

Duty: servicio, trabajo, rendimiento.

Elemento final: es un aparato que manipula la variable de proceso para alcanzar el control. Ejemplo válvulas de control, válvulas de bloqueo de emergencia, motor para arranques de bombas, etc.

Energizado para disparo: circuitos SIS en donde las salidas y dispositivos se encuentran desenergizados en operación normal. Cuando a dichos circuitos se les aplica energía se produce una acción de disparo.

Escenarios: sección donde ocurre un evento no planeado o sucesión de eventos, con resultados de consecuencia indeseable.

Estado seguro: estados que debe tener el equipo o proceso bajo control después de la operación apropiada del SIS.

Evento: una consecuencia envuelve a un equipo o una acción humana, o algo que ocurre externo al proceso.

Explosión: es la liberación de energía en un intervalo temporal ínfimo. De esta forma, la potencia de la explosión es proporcional al tiempo requerido. Los órdenes de magnitud rondan los gigawatts. Los orígenes de las explosiones se suelen dividir en dos clases:

- Físicos: mecánicos (choques de móviles), electromagnéticos (relámpagos) o neumáticos (presiones y gases).

- Químicos: de reacciones de cinética rápida.

Una explosión causa ondas de presión en los alrededores donde se produce. Las explosiones se pueden categorizar según si las ondas son subsónicas y detonaciones si son supersónicas (ondas de choque). Estas velocidades deben considerarse respecto del medio de propagación (el explosivo). El efecto destructivo de una explosión es precisamente por la potencia de la detonación que produce ondas de choque o diferencias de presión subyacentes de duración muy corta, extremadamente bruscas.

Falla de causa común: falla resultado de uno o más eventos, causando fallas coincidentes de dos o más componentes separados conduciendo a la falla del SIS.

Falla no revelada: fallas que pueden ser clasificadas como ocultas, encubiertas, no detectadas, latentes, entre otras.

Falla segura: es una falla la cuál no tiene el potencial para poner el SIS referido a seguridad en un estado dañino o en un estado de falla para funcionar.

Falla revelada: fallas que son clasificadas como anunciadas, detectadas, reveladas, entre otras.

Fallas sistemáticas: fallas debido a errores (incluyendo equivocaciones y omisiones) en las actividades del ciclo de vida de seguridad, las cuáles causan que el SIS falle bajo alguna combinación particular de entradas o bajo ciertas condiciones ambientales.

Feedback: retroalimentación hacia atrás

Feedforward: alimentación hacia adelante

Filosofía de operación del sistema: es un documento desarrollado en las diferentes fases de la ingeniería del Proyecto, el cual debe contener la narrativa - diagramas lógicos y narrativa - diagramas causa y efecto.

Frecuencia: Numero de ocurrencias de un evento por unidad de tiempo, típicamente se expresa en numero/año

Función de seguridad: es una función a ser implantada por un sistema de seguridad.

Función Instrumentada de Seguridad (SIF): se define como una capa de protección instrumentada independiente, cuyo propósito es llevar al proceso a un estado seguro cuando se violan condiciones predeterminadas.

Gas natural: mezcla de hidrocarburos gaseoso, principalmente metano y otros componentes, provenientes de un yacimiento del subsuelo y cuya producción puede venir asociada a la del petróleo crudo.

Gas Residual: gas natural del cual se puede obtener cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos, C₃+ y C₄+

Gas rico: gas natural del cual se puede obtener cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos, C₃+ y C₄+

Ignición: la ignición ocurre cuando el calor que emite una reacción llega a ser suficiente como para sostener la reacción química. El paso repentino desde un gas frío hasta alcanzar un plasma se denomina también ignición. Acción y resultado de estar un cuerpo encendido o incandescente.

Otros usos de ignición incluyen:

- En química, se refiere al material caliente que espontáneamente combustiona.
- En fusión nuclear, se refiere a las condiciones bajo las cuales un plasma puede ser mantenido en reacción de fusión sin la intervención de energía procedente del exterior.
- En procesamiento de semiconductores, la ignición es el proceso de comenzar la generación de un plasma.
- Un sistema de ignición es un método para activar y controlar la combustión de un combustible en una cámara de combustión interna. Se emplea en cualquier cámara de combustión desde las calderas de calefacción hasta las de los cohetes

Integridad Mecánica (IME): persigue establecer, implantar, mantener y documentar los planes, programas y procedimientos para verificar que los equipos críticos sean diseñados, fabricados, instalados, probados, inspeccionados, monitoreados y mantenidos en una forma consistente con los requerimientos apropiados de servicio, recomendaciones del fabricante o estándares de la empresa; cumpliendo, entre otros, con lo establecido en los Manuales de Ingeniería de Riesgos (MIR), Ingeniería de Diseño (MID), Especificaciones Técnicas de Materiales (METM) y Manual de Inspección (MI) de PDVSA.

Intervalo de prueba: es el intervalo de tiempo entre pruebas funcionales.

Independencia: cuando ocurre los eventos A y B, A es independiente de B, e inversamente. Probablemente A es inalterable cuando ocurre B.

Índice de Woobe: es el valor calorífico volumétrico dividido entre la raíz cuadrada de la densidad relativa del gas.

LOPA: es un método de evaluación de las capas de protección, independientes, para reducir el riesgo por un evento no deseado.

Mitigación: es una acción o acto de diseño que reduce una consecuencia en un escenario.

Modo degradado: es aquél estado en el cuál el SIS aún está operando satisfactoriamente pero se encuentra vulnerable con respecto a fallas posteriores.

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

Probabilidad: es la expresión de la probabilidad de ocurrencia o la secuencia de un evento, o la probabilidad de un evento por suceder una falla. Este valor es adimensional, su rango esta ente 0 a 1.

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

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

Prueba funcional: es una actividad periódica para verificar que el SIS esta en operación de acuerdo a la especificación de los requerimientos de seguridad.

Prueba en línea: es una prueba requerida para confirmar la correcta operación del SIS; esta prueba se debe llevar a cabo si resulta impráctico poner fuera de servicio al equipo bajo control para satisfacer la frecuencia de pruebas requerida. Esta prueba no necesariamente se realiza con el fluido de proceso fluyendo a través de los elementos finales (válvulas) del SIS, ya que puede darse el caso de que se trate de un diseño que haya contemplado algún desvío (by pass) alrededor de la válvula del SIS.

Prueba integral: en caso de que el SIS forme parte de un proyecto integral en el cual existan otros equipos que tengan una interrelación con el SIS, se realizan las pruebas integrales del SIS que confirmen la funcionalidad correcta del sistema completo, incluyendo la lógica de acuerdo a las especificaciones de los requerimientos de diseño.

Redundancia: uso de elementos o sistemas múltiples, de igual o diferente tecnología, para desempeñar la misma función.

Redundancia diversa: la redundancia diversa, aplica diferente tecnología, diseños, manufactura, programas de cómputo (software), etc. con la finalidad de reducir la influencia de fallas de causa común. La redundancia diversa debe emplearse únicamente para alcanzar el SIL requerido, este tipo de redundancia

no debe emplearse cuando su aplicación resulte en el uso de componentes de baja confiabilidad.

Relé: tecnología usada en Sistemas Instrumentados de Seguridad basada en señales lógicas discretas (encendido/apagado).

Riesgo tolerable: escenario alcanzado cuando el riesgo del guión es apenas tolerable tolerable o menos. El riesgo de cada escenario debe reducirse a este nivel o debe bajarse.

Sección de Convección: es la sección del horno, constituidos de un banco de tubos o de bobinas, que recibe el calor de los gases calientes de combustión.

Sección de Radiación: es la sección del horno en el que el calor se transfiere a los tubos de horno principalmente por la radiación de las llamas y los gases de combustión de alta temperatura

Sensor: dispositivo o combinación de dispositivos que miden las condiciones del proceso (transmisores, interruptores de proceso, interruptores de posición, entre otros).

SIF: la función instrumentada de seguridad (SIF), describe que la función esta dedicada dentro del sistema instrumentado de seguridad (SIS) para prevenir la consecuencia. Un SIS puede tener una o más funciones SIF. Cada SIF esta diseñado específicamente para un nivel integrado de seguridad.

SIL: un nivel de seguridad integrado (SIL), es una representación del criterio de la función instrumentada de seguridad, definiendo la probabilidad de falla del sistema, representando la demanda de la función.

SIS (Safety Instrumented Systems): es un sistema compuesto por sensores, procesadores lógicos y elementos finales de control 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 de Emergencia (ESD) y Sistema de Paro de Seguridad.

Sistemas de seguridad: es todo aquél sistema que implanta las funciones de seguridad necesarias para mantener un estado seguro en el equipo bajo control.

Sobre tensión: es el aumento grande repentino y transitorio de la corriente o tensión en un circuito o a lo largo de un conductor. Sobre tensión inicial de encendido de un aparato.

Tasa de demanda: es la frecuencia con el cuál un SIS es requerido para realizar su función.

Tasa de fallas: es la tasa promedio a la cual se espera que ocurran fallas de los componentes del SIS.

Tiempo medio de reparación: es el tiempo medio para reparar un elemento del SIS. Este tiempo abarca los tiempos involucrados desde que la falla ocurre hasta que la reparación se ha completado y el dispositivo ha regresado a operación normal.

Tiempo medio de disparo en falso: es el tiempo medio para que se presente una falla del SIS que resulta en un paro en falso del proceso o del equipo bajo control.

Transductores: son los que reciben una señal de entrada función de una o más cantidades físicas y la convierten modificada o no a una señal de salida. Son transductores, un relé, un elemento primario, un transmisor, un convertidor PP/I (presión de proceso a intensidad), un convertidor PP/P (presión de proceso a señal neumática), etc

Validación: es la confirmación por medio de revisión y suministro de evidencia objetiva que los requerimientos particulares para un uso particular y específico son totalmente cumplidos.

Verificación: es la confirmación por medio de revisión y suministro de evidencia objetiva del cumplimiento total de los requerimientos.

Anexo 2: Diagramas de Flujo de Diseño





Anexo 3: Diagramas de Instrumentación y Tubería













Anexo 4: Símbolos de Instrumentos

Según la norma ISA 5.1 y las actualizaciones que se han dado en este proyecto, los instrumentos se identifican con letras que lo identifican funcionalmente [isa 5.1]

NUMERO DE IDENTIFICACION TIPICO (NUMERO TAG)	
TIC	Identificación del instrumento o número de etiqueta
103	Identificación de lazo
T 103	Número de lazo
103	Identificación de funciones
TIC	Primera letra
T	Letras Sucesivas
IC	
NUMERO DE IDENTIFICACION EXPANDIDO	
10-	Número de etiqueta
PAH-	Prefijo opcional
5A	Sufijo opcional
10	
A	
Nota: Los guiones son optativos como separadores.	

Símbolos utilizados en los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI ó PID)

Instrumento Discreto	
Display Compartido, Control Compartido	
Función de computadora	
Control Lógico Programable	

	Montado en Tablero Normalmente accesible al operador	Montado en Campo	Ubicación Auxiliar, Normalmente accesible al operador.
Instrumento o Discreto o Aislado			
Display compartido Control compartido.			
Función de Computadora			
Control Lógico Programable			

1° Letra			2° Letra		
	Medida o Variable inicial	Modificación	Función de lectura pasiva	Función de Salida	Modificación
A	Análisis		Alarma		
B	Llama, quemador, combustión		Libre elección	Libre elección	Libre elección
C	Corrosión, Conductividad			Control	Cerrado
D	Densidad o Peso específico	Diferencial			
E	Voltaje Tensión (Fem.)		Sensor (elemento primario)		
F	Caudal (rata de flujo)	Relación (fracción)			
G	Calibre		Vidrio		
H	Manual				Alto /abierto
I	Corriente Eléctrica		Indicación o indicador		

J	Potencia	Exploración			
K	Tiempo	Tiempo o o rata de cambio		Estación de Control	
L	Nivel		Luz Piloto		Bajo / cerrado
M	Humedad	Mome ntáneo			Medio o intermedi o
N	Libre elección		Libre elección	Libre elección	Libre elección
O	Libre elección		Orificio, restricción		
P	Presión o vacío		Punto de prueba o conexión		
Q	Cantidad	Integra ción			
R	Radiactivida d		Registro		
S	Velocidad o frecuencia	Seguri dad		Interrupt or	
T	Temperatura			Transmi sión o transmis or	

U	Multivariable		Multifunción	Multifunción	Multifunción
V	Viscosidad, análisis mecánico			Válvula, freno	
W	Peso o Fuerza		Vaina		
X	Sin clasificar	Eje X	Sin clasificar	Sin clasificar	Sin clasificar
Y	Evento, estado, presencia	Eje Y		Relé o compensador, computador	Sin clasificar
Z	Z. Posición	Eje Z		Conductor, actuador Elemento final de control sin clasificar	

Anexo 5: Corridas LOPA

Anexo 6: Norma MIR IR-P-02 PDVSA

Anexo 7: Seguridad en Plantas de Hidrógeno

INFORMACIÓN DE SEGURIDAD EN LA PLANTA DE PRODUCCION DE HIDRÓGENO

A. Responsabilidad de Seguridad

Para evitar accidentes, es de suma importancia que todo el personal esté debidamente instruido en los siguientes aspectos:

- Tareas y responsabilidades de los operadores.
- Métodos para una operación segura.

Estos aspectos de seguridad cubren operaciones que son de particular interés para el personal responsable de la planta de hidrogeno.

Estas normas tienen como objeto complementar las normas generales de seguridad ya existentes en refinería:

- Es requisito indispensable para el personal que va a realizar cualquier trabajo asistir a un curso sobre “Riesgos y Control del H₂S”. Todo personal que entre al área de la planta deben dirigirse primero a la sala de control y solicitar el permiso requerido.
- El personal de mantenimiento que trabaja en ésta unidad se debe regir por las normas de seguridad de su propio departamento, pero el operador vigilará que ninguna de las normas de seguridad sean violadas por los trabajadores mecánicos.
- Además de las reglas y las prácticas específicamente definidas, el buen juicio de cada persona involucrada es esencial para una operación segura. Un

operador debe estar alerta ante cualquier situación que pudiera representar un riesgo para el personal.

- También es responsabilidad de cada persona estar familiarizado con la planta para advertir a otros trabajadores u otra persona que entren a la planta de los posibles riesgos para que puedan encontrar.

B. Riesgos Potenciales en la Unidad 83

B.1 Alta presión

Se puede generar una alta presión en equipos de baja presión si hay válvulas de compuerta ó válvulas de retención (Tipo Check) que no cierran completamente.

B.2 Altas temperaturas

Cambios bruscos de temperatura deben ser evitados en lo posible, puesto que ellos pueden causar escapes o fugas por las bridas, o despegue de las escamas de sulfuro de hierro normalmente presente en los tubos del horno, resultando en obstrucciones en el lecho del catalizador.

C. Consideraciones de Seguridad Aplicables en la Unidad de Producción de Hidrógeno

- Nunca cerrar una válvula que esté abierta, o abrir una válvula que esté cerrada, apresuradamente; excepto de emergencia.

- Nunca permitir que se mezcle el aire con gas de alimentación, gas de proceso, o producto hidrógeno.
- No permitir que entre aire a los tubos del reformador, a los convertidores, cuando el catalizador está todavía parcial o totalmente reducido. Solamente está permitido admitir aire a estos equipos después que se ha llevado a cabo el procedimiento de oxidación controlada de estos catalizadores.
- Todo equipo (incluyendo tubería) que vaya a ser abierto para mantenimiento, debe ser primero purgado exhaustivamente con vapor (el cual se alivia a la atmósfera), drenando condensado en todos los puntos a bajo nivel; purgar después con nitrógeno para remover las trazas de gas inflamable.
- El nitrógeno usado para purgar, y para mantener un sello en ciertos equipos, puede ocasionar asfixia por falta de oxígeno.
- El personal de mantenimiento debe ser advertido de que no puede entrar a un equipo que ha sido purgado con nitrógeno, a menos que, después de purgar con nitrógeno, se purgue el equipo con aire.
- Hay que asegurarse de que existe un suministro adecuado de aire en los espacios donde se van a realizar trabajos, y además debe comprobarse la atmósfera interna con un exposímetro, para asegurarse que hay seguridad completa para la entrada de personal.
- El personal debe recordar que el H₂S, CO y eventualmente el Carbonilo de Níquel son gases tóxicos y no deben respirarse. El H₂S puede detectarse en cantidades tan bajas como 3-5 p.p.m. (en volumen) por su olor distintivo, pero el CO es inodoro. Sin embargo, no se puede confiar en el olfato para detectar H₂S cuando se sospecha la presencia de estos gases, no entrar al área contaminada sin usar una

máscara de aire (una máscara de gas tipo cantimplora no ofrece protección contra el CO y además puede que el aire no esté presente en cantidades suficientes), y asegurarse de que una segunda persona esté presente, cerca de esta área. Esta persona debe estar provista de una máscara de aire y equipo de salvamento para emergencia.

- Carbonilo de Níquel es un compuesto sumamente tóxico (mata al instante si se respira aún en concentraciones muy bajas). El carbonilo de Níquel puede formarse en el reformador (los tubos están llenos de catalizador Níquel). El Carbonilo de Níquel se forma por la reacción entre óxidos de Carbono(CO, CO₂) y Níquel, cuando las temperaturas están por debajo de 200°C.

D. Riesgos en el Manejo de los Catalizadores

D.1 Peligros a la Salud

En estado pasivado y oxidado (condición actual del catalizador usado y del catalizador nuevo) tiene un bajo orden de toxicidad (polvos o vapores irritantes a los ojos, la piel y pulmones). El límite máximo permitido para polvos y vapores es de 5 mg/m³ de ZnO. Aunque no existen antecedentes de daños humanos ocasionados por manejo de catalizadores de ZnO, la exposición prolongada a polvos y vapores de este catalizador puede producir irritación ocular.

D. 2 Inflamabilidad

En estado oxidado, condición del catalizador nuevo, no se inflama.

D. 3 Peligros de Reactividad

Reacciona con ácidos orgánicos e inorgánicos.

D. 4 Protección al manejo

- ✓ Usar máscaras contra polvos, guantes de seguridad, lentes y bragas.
- ✓ Usar máscaras de aire en trabajos dentro del reactor.
- ✓ Todo transporte o almacenaje de catalizador pasivado, debe hacerse en tambores cerrados y debidamente identificados.

D. 5 Precauciones especiales

Antes de entrar al reactor o descarga catalizador, realizar prueba de la presencia de los siguientes gases H_2S , SO_2 , CO , O_2 y Carbonilo de Níquel.

Los catalizadores no son inflamables, sin embargo, después de ser cargado en la unidad respectiva y previo a su operación normal debe ser presulfurado con el fin de evitar la selectividad hacia reacciones violentas de hidrogenación y craqueo que produzcan carbón y altas temperaturas. El catalizador sulfurado reacciona con el oxígeno al contacto con el aire, especialmente cuando está caliente. La deposición de compuestos pirofóricos, sobre el lecho del reactor, hacen que al poner en contacto el catalizador usado (sin ningún tratamiento previo) con aire pueda generarse suficiente calor como para quemar el carbón o cualquier otra sustancia orgánica que pudiera estar presente. Para prevenir esta posibilidad de incendio, debe oxidarse el catalizador, bajo condiciones controladas previo a su descarga.

En todo caso al humedecerse el catalizador que contiene níquel, existe el riesgo de que durante fallas operacionales o paradas normales pueda formarse carbonilo de níquel $Ni(CO)_4$, compuesto sumamente tóxico (letal al instante, si se respira aún en concentraciones muy bajas, máximo nivel permitido =1 parte por

millón). El carbonilo de níquel se forma por la reacción entre gases que contengan óxidos de carbono (CO, CO₂) y el níquel contenido en un catalizador sulfurado o parcialmente oxidado a temperaturas inferiores a 150°C. Por lo tanto nunca deberá permitirse que el equipo se enfríe por debajo de 150°C, sin antes haberlo sometido a una purga con nitrógeno.

E. Incendios

La mayoría de las corrientes de proceso por ser consideradas altamente inflamables o que pueden generar mezclas explosivas y/o incendios antes de introducir el hidrógeno a la planta, debe verificarse que el contenido de oxígeno, esté por debajo del 1% en volumen, con el fin de evitar mezcla explosivas.

F. Normas de seguridad para el personal

Las reglas de seguridad que se dan a continuación son para proteger contra accidentes que pueden incapacitar al operador y también para evitar la pérdida de instalaciones. Se espera que la gente que está en la refinería use el sentido común, el buen juicio y tenga cuidado al llevar estas reglas a cabo. Si existe alguna duda con respecto a seguridad de una operación particular, se debe consultar inmediatamente al supervisor.

F.1 Precauciones generales de seguridad

1. Todo el personal que trabaja y/o requiere entrar a la Unidad 83 del Complejo Conversión Profunda, debe recibir un adiestramiento que cubra los siguientes aspectos:

- Riesgos a la salud por exposición al sulfuro de hidrógeno (H₂S).

- Formas de identificar su presencia.
- Uso de los equipos de protección personal.
- Planes de emergencia.

2. Toda persona que entre en el área de la planta deberá dirigirse primeramente a la Sala de Control, donde el supervisor de operaciones de la unidad emitirá la autorización requerida y el equipo de protección personal de acuerdo al tipo de trabajo a realizar.

3. El personal regular de operaciones y de mantenimiento debe estar familiarizado con las reglas y procedimientos de seguridad para la Unidad 83. Igualmente deberá conocer la ubicación y el uso de todas las facilidades de emergencia, tales como: conexiones aire para equipo de respiración, duchas de emergencia y fuentes lavaojos.

4. El personal de operaciones y de mantenimiento debe conocer la ubicación y el uso de todos los equipos contra incendios, tales como: extintores, alarmas de incendio, mangueras e hidrantes; y el sistema de detección de gases (H₂S).

G. Equipos de Protección Personal

La mayoría de los gases manejados en la refinería son dañinos para los seres humanos si se inhalan en concentraciones suficientes. La planta de Producción de Hidrógeno debe contener los sistemas de aire para máscaras según el uso de operadores y personal de planta, estos sistemas deben ser completamente independientes del aire exterior.

3.4. Sistemas y mecanismos de seguridad de la unidad

A continuación se discuten los detalles más importantes de los sistemas y mecanismos instalados en las secciones que conforman la planta de hidrógeno.

3.4.1. Sección de reparación de la alimentación

Esta sección de la planta no tiene detalles especiales sobre instrumentación. Es conveniente, sin embargo, mencionar que se debe evitar la activación de cualquier alarmas a la entrada de la alimentación que pueda interrumpir el flujo de gas de proceso a la planta, en el momento del arranque porque el flujo es bajo.

3.4.2. Sección de reformación

El control de proporción vapor/carbono está conectado a un interruptor de emergencia que automáticamente interrumpe el flujo de gas combustible y gas de alimentación al reformador. El propósito es proteger el reformador en las emergencias siguientes:

3.4.2.1. Una proporción vapor/carbono baja

Las razones por las cuales se interrumpan los flujos de gas combustible y gas de alimentación son las siguientes:

- (i) El flujo de gas de alimentación debe ser interrumpido para proteger el catalizador contra la formación de carbón (coque) cuando la relación vapor/carbono, es muy baja.

(ii) Si se continúa quemando la cantidad total de gas combustible, ocurrirá un sobre-calentamiento de los tubos de catalizador del reformador; ya que si la alimentación de gas ha sido interrumpida la falta de calor endotérmico de reacción, hará disminuir el calor de absorción apreciablemente. Por otra parte no es aconsejable el reducir totalmente el flujo de gas pues esto resulta en un “shock” térmico a los tubos del reformador.

3.4.2.2. Bajo Flujo del gas de alimentación

La razón de la acción de emergencia en este caso, es que al bajar el flujo de gas de alimentación consecuentemente se reduce parte del calor endotérmico de reacción, y el remanente de vapor que continúa pasando al reformador, no es suficiente para absorber el calor producido en la combustión del flujo total de gas combustible. Por lo tanto en una emergencia de bajo flujo de gas de alimentación, la acción aconsejable es una interrupción total de gas de alimentación y una interrupción parcial del flujo de gas combustible.

3.4.2.3. Baja presión de gas combustible

Ante una baja de presión del gas combustible se inicia simultáneamente las acciones siguientes:

(a) Se interrumpe el flujo total de gas combustible a todos los quemadores del reformador, por la acción de un sistema automático de doble bloqueo y purga, el cual anula la operación normal del controlador de presión

(b) Se interrumpe la alimentación de gas al reformador cerrando la válvula de control respectiva.

(c) Se abre la válvula que permite la entrada de vapor de media presión (al sistema de vapor de alta presión) después del tambor de vapor .

Las razones por las cuales darse estas acciones son:

- (a) La combustión se volverá incontrolable y disminuirá el flujo de vapor.
- (b) Como resultado de lo anterior el flujo normal de gas de alimentación no podrá mantenerse y debe interrumpirse.
- (c) Como la producción de vapor de alta presión depende de la combustión el flujo de vapor no tardará en bajar, exponiendo así las paredes de los tubos de catalizador, al calor remanente en la parte refractaria de la sección de radiación, que no puede ser absorbido. Con el vapor de media presión de reserva, el flujo de vapor no será interrumpido, ya que el vapor de media entrará en acción tan pronto como la presión del sistema de vapor de alta presión haya descendido por debajo de 16.5 kg/cm₂.

3.4.2.5. Alto nivel de líquido en el separador de gas combustible.

Se debe por razones obvias iniciar las mismas acciones descritas bajo el punto (4).

3.4.2.6. Falla de aire de instrumentos

Una falla de este tipo y en el caso otras de las emergencias como incendio, etc., se pueden iniciar las acciones de interrupción del flujo de gas de alimentación, interrupción el flujo total de combustible, y la inyección de vapor de media presión.

3.4.3. Salvaguarda por instrumentación

Esta sección describe el salvaguarda de la unidad de hidrógeno.

3.5. Equipos de protección contra-incendio

3.5.1. Filosofía general del sistema de agua contra-incendio

La filosofía del sistema de agua contra-incendio está basada en acciones manuales tomadas por los operadores en respuesta a las alarmas provenientes del sistema de detección de incendio.

3.5.2. Sistema de agua contra-incendio

El sistema de agua contra-incendios comprende un sistema de distribución de agua, hidrantes, extintores portátiles y lanzas de vapor. La configuración del sistema de agua contra-incendio consiste en una red, formada por lazos cerrados alrededor de la instalación, con válvula de seccionamiento para garantizar el suministro por dos lados adyacentes a la red. El suministro de agua contra-incendios de la unidad proviene de la red existente del sistema contra-incendios de la refinería, la cual está constituida por los siguientes cabezales.

3.5.3. Equipos del sistema de agua contra-incendio

- Hidrantes

Los hidrantes son usados como fuente primaria de agua contra-incendio para camiones de bomberos y mangueras contra-incendios.

La unidad posee en total 02 hidrantes ubicados alrededor de la unidad espaciados cada 40 mts, de forma que garantice que cualquier parte de la unidad pueda ser alcanzada con un total de mangueras no superior a 75 mts según normas de PDVSA.

- Monitores de agua contra-incendio

Son dispositivos para la aplicación de agua en el combate contra-incendios, con la finalidad de proteger equipos y estructuras cercanas a la localización del fuego, evitando así su propagación hacia otras áreas de la unidad.

La unidad cuenta con su total de 02 monitores ubicados en puntos estratégicos de la planta.

- Equipos auxiliares

Los extintores de fuego portátiles están ubicados estratégicamente a lo largo de la unidad para proveer de protección contra fuego de pequeña magnitud. En áreas de procesos y sala de control, la unidad cuenta con extintores de fuego portátiles tipo BC, con polvo químico seco Purple-K.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y**ASCENSO:**

TÍTULO	EVALUACIÓN DE LAS CAPAS DE PROTECCIÓN DEL SISTEMA DE REFORMACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
PINO RIVERA MILETZI JOSEFINA	CVLAC: 9.645.244 E MAIL: PINO.MILETZI@GMAIL.COM
	CVLAC: E MAIL:

PALABRAS O FRASES CLAVES:

SIS_____SIL_____SIFCapas de Protección_____HidrógenoÁrboles de Falla_____Horno de ReformaciónLOPA_____

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Postgrado en Ingeniería Eléctrica

RESUMEN (ABSTRACT):

La magnitud de los accidentes industriales que han ocurrido en las últimas décadas en la industria petrolera donde la pérdida de vidas humanas, equipos y daños al medio ambiente han generado pérdidas monetarias cuantiosas y de prestigio, ha obligado a las gerencias de estas instalaciones a revisar los niveles de riesgo presentes en dichas instalaciones. La necesidad de asegurar que una instalación de producción de hidrógeno opere dentro de los niveles de riesgo tolerables establecidos por los estándares aprobados, a fin de exponer a sus trabajadores a niveles mínimos de riesgo ha obligado a instalar sistemas de protección que lleven a las operaciones que se realizan en una instalación de este tipo a una condición segura en caso de que los parámetros de los procesos se encuentren fuera de control, esto hace necesario diseñar un sistema instrumentado de seguridad para lograr cumplir con estos niveles de riesgo tolerable.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	Rodríguez A., Romel R.	ROL	CA	AS x	TU
CVLAC:		12.031.666			
E_MAIL		rodriguezrx@cantv.net			
Heraoui, Margarita	ROL	CA	AS	TU	JU x
	CVLAC:	9.457103			
	E_MAIL	mheraoui@gmail.com			
	E_MAIL	heraouim@cantv.net			
Mercado, Verena	ROL	CA	AS	TU	JU x
	CVLAC:	E-82.235.587			
	E_MAIL	verenamercado@cantv.net			
Sicatt, Jorge	ROL	CA x	AS	TU	JU
	CVLAC:	8.341.445			
	E_MAIL	sicattjl@pdvsa.com			
	E_MAIL	sicattjl@gmail.com			
Guevara, Angel	ROL	CA x	AS	TU	JU
	CVLAC:	11.444.785			
	E_MAIL	guevaraatx@pdvsa.com			
	E_MAIL	guevaraatx@gmail.com			
Manilli, Amerigo	ROL	CA x	AS	TU	JU
	CVLAC:	E-1.066.837			
	E_MAIL	manilia@pdvsa.com			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	12	12
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TRABAJO DE GRADO.SIS HIDROGENO.doc	Investigación/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F
 G H I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p
 q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Especialista en Automatización e Informática Industrial

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Postgrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Electricidad

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajos de grado _____
 “Los trabajos de grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente
 y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo
 de Núcleo respectivo quién lo participará al Consejo
 Universitario”. _____

AUTOR

AUTOR

AUTOR

ING. MILETZI JOSEFINA PINO RIVERA

TUTOR

JURADO

JURADO

Ing. Esp. Romel Rodríguez... Ing. Esp. Verena Mercado... Ing. Esp. Margarita
 Heraoui

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS