

**IMPLEMENTACIÓN DE METODOLOGÍAS PARA ESTIMACIÓN DE LAS
VARIABLES DE RIESGO OPERACIONAL Y AMBIENTAL DURANTE LA
PLANEACIÓN Y EJECUCIÓN DE PROYECTOS DE INGENIERÍA EN LAS
ETAPAS CONCEPTUAL, BÁSICA Y DE DETALLE.**

PEDRO ALFONSO MENDOZA COUTIN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA
2010**

**IMPLEMENTACIÓN DE METODOLOGÍAS PARA ESTIMACIÓN DE LAS VARIABLES DE
RIESGO OPERACIONAL Y AMBIENTAL DURANTE LA PLANEACIÓN Y EJECUCIÓN DE
PROYECTOS DE INGENIERÍA EN LAS ETAPAS CONCEPTUAL, BÁSICA Y DE
DETALLE.**

PEDRO ALFONSO MENDOZA COUTIN

Monografía para Optar al Título de
Especialista en Gerencia de Hidrocarburos

Director:
Msc. HARVING DIAZ CONSUEGRA
Especialista en Ingeniería Ambiental

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA
2010**

TABLA DE CONTENIDO

I.	INTRODUCCIÓN.....	12
II.	IMPACTO Y ALCANCE ESPERADO DEL PROYECTO.....	12
III.	DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO.....	13
1.	MARCO TEÓRICO.....	13
	1.1. MADURACIÓN DE PROYECTOS.....	13
	1.2. IDENTIFICACIÓN Y EVALUACIÓN DE RIESGOS.....	17
	1.3. ANÁLISIS ECONÓMICO.....	26
2.	GESTIÓN HSE EN DISEÑOS DE INGENIERÍA.....	28
	2.1. DEFINICIONES Y ABREVIATURAS.....	28
	2.2. RESPONSABILIDADES Y AUTORIDAD.....	29
	2.3. DISEÑO DE SEGURIDAD EN LOS PROCESOS.....	30
	2.4. TALLERES DE SEGURIDAD.....	31
	2.5. PLOT PLAN & LAYOUT.....	40
	2.6. ESTRUCTURAS DE EDIFICIOS Y EQUIPOS.....	40
	2.7. TANQUES, RECIPIENTES A PRESIÓN Y BARRERAS DE CONTENCIÓN..	40
	2.8. DRENAJES.....	41
	2.9. SISTEMA DE SEGURIDAD DE EMERGENCIA (ESD).....	41
	2.10. SISTEMA DE ALIVIO DE SEGURIDAD (BD) Y SISTEMA DE TEA.....	42
	2.11. FIRE & GAS.....	43
	2.12. CLASIFICACIÓN DE ÁREAS.....	43
	2.13. VENTILACIÓN NATURAL Y AIRE ACONDICIONADO.....	44
	2.14. SISTEMAS DE ALARMAS Y COMUNICACIÓN.....	44
	2.15. SISTEMAS DE ENERGÍA DE RESPALDO Y EMERGENCIA.....	45
	2.16. SISTEMAS PASIVOS DE PROTECCIÓN CONTRA FUEGO.....	46
	2.17. SISTEMAS CONTRA INCENDIO.....	46
	2.18. ESCAPE, EVACUACIÓN Y SEÑALIZACIÓN.....	47
	2.19. AISLAMIENTO.....	47
	2.20. CONSIDERACIONES AMBIENTALES.....	47
3.	SELECCIÓN DE UN PROYECTO PILOTO.....	48
4.	APLICACIÓN DE METODOLOGÍAS DE PROCESS SAFETY.....	49
	4.1. REALIZACIÓN DEL TALLER.....	50
5.	ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO.....	57
	5.1. ANALISIS ECONOMICO SIN PROCESS SAFETY.....	58
	5.2. ANALISIS ECONOMICO CON PROCESS SAFETY.....	61
6.	EVALUACIÓN DE LOS DATOS OBTENIDOS.....	64
7.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	65

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....67

|

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Nivel Integrado de Seguridad	37
Tabla 2. Matriz de riesgo	53
Tabla 3. Nodos Nueva Estación El Morro	55
Tabla 4. Desviaciones nodos Nueva estación El Morro	56
Tabla 5. Presupuesto de inversión Capex sin Process safety	59
Tabla 6. Flujo de caja sin process safety	60
Tabla 7. Presupuesto de inversión Capex con Process safety	62
Tabla 8. Flujo de caja con process safety	63
Tabla 9. Análisis comparativo del proyecto	64

LISTA DE GRÁFICAS

	Pág.
Figura 1. Process Safety para proyectos de ingeniería	30
Figura 2. Estación de Recolección y Tratamiento de Crudo y Gas	49
Figura 3. Procedimiento Hazop- Proyecto nueva estación Morro	54
Figura 4. Medidas de reducción de riesgos	55

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo 1. Reporte del estudio hazop	70
Anexo 2. Lista de chequeo process safety proyectos de ingeniería	93

RESUMEN

TITULO: IMPLEMENTACIÓN DE METODOLOGÍAS PARA ESTIMACIÓN DE LAS VARIABLES DE RIESGO OPERACIONAL Y AMBIENTAL DURANTE LA PLANEACIÓN Y EJECUCIÓN DE PROYECTOS DE INGENIERÍA EN LAS ETAPAS CONCEPTUAL, BÁSICA Y DE DETALLE.

AUTOR: PEDRO ALFONSO MENDOZA COUTIN¹

PALABRAS CLAVES: METODOLOGIAS APLICADAS A PROYECTOS DE INGENIERIA

CONTENIDO:

Generalmente en la etapa de planeación de los proyectos de ingeniería de la industria de petróleo y gas, no se contempla el análisis detallado de las variables de impacto ambiental ligadas a las variables de riesgo operacional, lo cual es necesario para lograr diseños que vayan de la mano o sean sostenibles con el medio ambiente y a su vez sean eficientes y seguros.

Por lo anterior es necesario implementar metodologías de seguridad en los procesos para garantizar no sólo la rentabilidad del proyecto sino también su sostenibilidad con la seguridad industrial y el medio ambiente. Dentro de estas metodologías se citan las siguientes: HAZOP, SAFOP, SIL.

Para el caso de este trabajo se seleccionó el proyecto piloto: Adecuación de Facilidades de recolección y tratamiento de crudo y gas, el cual contempla básicamente el desarrollo de una Ingeniería Básica, con el fin de obtener los diseños de una Nueva Estación con capacidad volumétrica para el recibo y tratamiento de 7000 BFPD y 7 MMSCFD, que cumpla con todas las especificaciones y normativas requeridas por la industria mundial. El diseño debe permitir obtener una estación confiable, segura, operable y flexible. A este proyecto se le aplicó la metodología HAZOP por ser la más detallada y eficaz en la identificación de riesgos operativos.

Al aplicar la metodología Hazop al proyecto piloto se obtuvo un incremento del VPN y la TIR del proyecto en 21% y 20% respectivamente. Además del Hazop, es recomendable al final de cada proyecto de ingeniería, antes de emitir los documentos del dossier definitivos, realizar peer review o taller de revisión de diseño a fin de garantizar la integridad y confiabilidad de la ingeniería, esto se logra con una lista de chequeo que considere los aspectos claves de la seguridad en los procesos.

¹ Proyecto de Grado Especialización en Gerencia de Hidrocarburos
Facultad de Ciencias Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director Harving Díaz Consuegra

SUMMARY

TITLE: IMPLEMENTATION OF METHODOLOGIES FOR ESTIMATION OF OPERATIONAL AND ENVIRONMENTAL RISK VARIABLES DURING PLANNING AND PERFORMANCE OF ENGINEERING PROJECTS FOR CONCEPTUAL, BASIC AND IN DETAIL STAGES.

AUTHOR: PEDRO ALFONSO MENDOZA COUTIN²

KEY WORDS: METHODOLOGIES APPLIED TO ENGINEERING PROJECTS

CONTENT:

Generally in the oil and gas industry engineering project planning stage, is lacking the detailed analysis of environmental impact variables linked to variables of operational risk, which is necessary to achieve designs that go in hand or are sustainable environmentally and at the same time be secure and efficient.

Accordingly it is necessary to implement methodologies of process safety to ensure not only the profitability of the project but also its sustainability with industrial safety and environmental protection. Of these methodologies are cited as follows: HAZOP, SAFOP, SIL.

In the case of this work was selected pilot project: Adaptation of collection facilities and treatment of crude oil and gas, which essentially envisages the development of a basic engineering for the designs of a new station with volumetric capacity for the receipt and treatment of 7000 BFPD and 7 MMSCFD that meets all specifications and standards required by the global industry. The design should get a reliable, secure, operable and flexible station. This project was applied methodology HAZOP for being the most detailed and effective in identifying operational risks.

To apply the methodology Hazop to the pilot project was achieved an increase in the VPN and the TIR project by 21% and 20% respectively. Besides the Hazop is recommended at the end of each project engineering, before issuing definitive documents in the dossier, perform peer review or review design workshop in order to ensure the integrity and reliability of engineering, this is accomplished with a checklist to consider key aspects of safety in the processes.

² Degree Project Specialization in management of hydrocarbons
Physico-chemical sciences faculty. Petroleum engineering school. Director Harving Díaz Consuegra

I. INTRODUCCIÓN

Generalmente en la etapa de planeación de los proyectos de ingeniería de la industria de petróleo y gas, no se contempla el análisis detallado de las variables de impacto ambiental ligadas a las variables de riesgo operacional, lo cual es necesario para lograr diseños que vayan de la mano o sean sostenibles con el medio ambiente y a su vez sean eficientes y seguros.

El objetivo de este trabajo es implementar una metodología para estimación de variables de riesgo operacional y ambiental durante la planeación y ejecución de un proyecto de ingeniería, con el fin de garantizar procesos más seguros, eficientes y amigables con el medio ambiente. Este trabajo cubre desde la etapa preconceptual hasta la etapa de construcción y puesta en marcha de un proyecto de ingeniería.

II. IMPACTO Y ALCANCE ESPERADO DEL PROYECTO

Este proyecto pretende proponer metodologías para evaluación de impactos ambientales y riesgos operacionales en los proyectos de Ingeniería, en las fases de ingeniería (preconceptual, conceptual, básica y detalle), compras, construcción y puesta en marcha; a su vez plantear alternativas de mejora y optimización de los proyectos de ingeniería en lo concerniente a manejo de riesgos operacionales y ambientales, seleccionar un proyecto piloto, aplicar la metodología seleccionada de seguridad en los procesos y por último realizar análisis económico a dicho proyecto. En síntesis el alcance de este proyecto, se enmarca en tres aspectos fundamentales:

- Determinar las metodologías de process safety a ser aplicadas en los proyectos de ingeniería.
- Realizar análisis económico de las metodologías implementadas en un proyecto de ingeniería.

- Recomendar los aspectos de mayor incidencia en el aseguramiento técnico de seguridad y ambiental de un proyecto

III. DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO

1. MARCO TEÓRICO.

1.1. MADURACIÓN DE PROYECTOS

El “Modelo de Maduración y Gestión de Proyectos” es el estándar de una compañía que describe cómo se realiza una gerencia de proyectos y cómo esto conlleva al uso óptimo del capital. En otras palabras, es el estándar que sirve para seleccionar y garantizar inversiones de alto rendimiento, a través de un sistema de decisiones y asegurando la adecuada ejecución de las mismas.

Sin embargo, esto no es algo que se utilice de vez en cuando, por el contrario este Estándar es para ser aplicado en las actividades que se realizan diariamente con las mejores oportunidades de proyectos para que éstas se den de manera exitosa logrando la optimización del tiempo, costos y recursos, así como asegurando calidad y seguridad.

El proceso de maduración y gestión de proyectos se debe realizar siguiendo unas fases, las cuales inician desde la “identificación de la oportunidad de negocio” – fase 1-, pasando por la “evaluación de alternativas” –fase 2- y finaliza en la “definición del proyecto” –fase 3-. La parte de gestión de proyectos se desarrolla en la fase 4 “Ejecución del proyecto” y finaliza en la fase 5 “Operación”.

La primera fase “identificación de la oportunidad de negocio” es una etapa sencilla,

pero de alto valor agregado porque es allí donde se identifica si la idea es viable frente a las estrategias de la compañía, para lo cual se deben hacer explícitos aspectos como:

- Definición de antecedentes, justificación y objetivos de la Oportunidad de negocio.
- Verificación de la alineación estratégica.
- Formulación de alternativas para la oportunidad de negocio identificada.
- Estimaciones de costo, tiempo y recursos +/- 50%.
- Identificación de riesgos.
- Resultados económico - financieros.
- Participantes en el desarrollo de la idea e identificación de involucrados.
- Identificación de actividades relevantes para la fase 2.

Después de que se han cumplido con todos estos entregables y previa verificación de los mismos por parte de la Dirección de Gestión de Proyectos, el proyecto puede ser presentado al comité de aprobación respectivo para cumplir de esta forma con la “Administración del Modelo de Maduración y Gestión de Proyectos” esto se debe cumplir de igual forma para todas las fases.

La “evaluación de alternativas” es la segunda fase, donde se incrementa la posibilidad de agregar valor a la idea que se está desarrollando, ya que es en este punto donde se evalúan todas las alternativas y se toma la decisión de cuál es la mejor. Los aspectos que se deben desarrollar son:

- Plan estructurado de la fase.
- Definición e implementación de prácticas de incremento de valor.
- Evaluación de las alternativas (tecnología, localización, aspectos ambientales y sociales).
- Evaluación de riesgos.
- Definición de la alternativa (Alcance, nivel conceptual).

- Estimación de costos, tiempo y recursos +/- 30%.
- Análisis de involucrados, requerimientos de comunicaciones e identificación de licencias ó permisos.
- Definición de planes.
- Caso de Negocio.

La fase 3 “Definición del proyecto” es la última fase en el proceso de maduración, en este punto se delimita el proyecto y se realiza la planeación. Con la información anterior se evalúan los riesgos y se analizan todos los escenarios posibles. Los aspectos que se deben cumplir son:

- Plan estructurado de la fase.
- Desarrollo de las estrategias de contratación.
- Realizar el estudio de nivel Básico.
- Definir las filosofías.
- Realizar los estimados de costos, tiempo y recursos +/- 15%.
- Desarrollar el Plan de Ejecución del Proyecto (plan de compras y contratación, plan de recursos, plan de asuntos externos, plan de comunicaciones, plan de calidad, plan de manejo de riesgos, plan de precomisionamiento y comisionamiento, plan de manejo ambiental, seguridad y social).
- Confirmación del caso de negocio.

Después de ser desarrollada esta fase y antes de ser presentada al comité respectivo, la Dirección de Gestión de Proyectos realizará una medición del índice de definición del proyecto, con el fin de tener un indicador que permita decidir si el proyecto continúa a la siguiente fase ó si debe realizar acciones para estar en el nivel establecido. Esta actividad además de minimizar el riesgo en la ejecución de los proyectos, permite asegurar que los dineros dispuestos dentro del portafolio

para el desarrollo del proyecto tengan menores desviaciones en costo, tiempo y calidad.

Para la asignación del presupuesto del proyecto para la siguiente fase, el Proyecto deberá haber cumplido con el proceso de maduración descrito con anterioridad; en caso contrario no será otorgado el presupuesto para continuar con la etapa de ejecución.

La fase 4 “Ejecución del proyecto” es la fase donde comienza la gestión del proyecto y se materializa el proyecto además se ponen en marcha todos los planes desarrollados en las fases anteriores y van mejorando ciertos aspectos, según las condiciones que se presenten. En esta fase se desarrollan aspectos tan importantes como:

- Cumplir el Plan de Ejecución del Proyecto.
- Desarrollo de nivel detallado.
- Aseguramiento tecnológico.
- Construcción
- Precomisionamiento y comisionamiento.
- Ejecución del plan de administración de riesgos.
- Evaluación expost de ejecución.

La fase 5 “Operación” es la etapa donde finaliza la gestión del proyecto, se ponen en operación todos los entregables del proyecto que han sido materializados y se verifican los beneficios económicos financieros del activo. En esta fase se realizan actividades centradas en:

- Poner en marcha el activo con todos los insumos entregados de la fase anterior.
- Realizar las evaluaciones económicas financieras después de un tiempo en Operación (Evaluación expost económico - financiera)

- Evaluar los planes desarrollados después de un tiempo en operación.
(Evaluación técnica expost)

Con la utilización de este proceso se logra un uso óptimo del capital de inversiones lo que permite aumentar las posibilidades de éxito y lograr una mayor efectividad de los proyectos de ingeniería.

1.2. IDENTIFICACIÓN Y EVALUACIÓN DE RIESGOS EN EL DISEÑO DE UN PROYECTO Y EN LAS OPERACIONES INDUSTRIALES

En toda operación productiva hay peligros y se presentan riesgos. Pero hay métodos y técnicas que permiten identificarlos, acotarlos y minimizarlos.

Los análisis de riesgos, por tanto, tratan de estudiar, evaluar, medir y prevenir los fallos y las averías de los sistemas técnicos y de los procedimientos operativos que pueden iniciar y desencadenar sucesos no deseados (accidentes) que afecten a las personas, a los bienes y al medio ambiente.

Los análisis de riesgo que son de bajo costo, ya son obligatorios en otros países y es probable que lleguen a serlo en nuestro país.

1.2.1. PELIGROS Y RIESGOS

PELIGRO: Todo aquello capaz de afectar a las personas, los bienes, la producción y el medio ambiente.

Es una fuente o situación con potencial de daño en términos de muerte, lesión o enfermedad, daño a la propiedad, al ambiente de trabajo o una combinación de éstos.

Peligro: condición, actividad o práctica que tiene potencial de causar daño a:

- Personas
- Medio ambiente

- Equipos
- Materiales
- Producción.

Consecuencias potenciales: Son las características del daño o afectación que se le puede causar a personas, ambiente, propiedad, reputación.

Severidad: Calificación que se da a la consecuencia potencial: mortal, leve, grave, grande, pequeña, costosa.

Probabilidad: Estimación de la posibilidad que el daño ocurra: Alta, muy probable, media, es posible, baja, casi nunca.

RIESGO: es la consecuencia que se produce cuando se entra en contacto con el peligro. Es la combinación de probabilidades con las consecuencias de que ocurra un evento peligroso específico que pueda generar pérdidas.

Controles existentes: Medidas ya definidas para controlar peligros: Entrenamiento, supervisión, límite de velocidad, reunión inicio de trabajo.

Riesgo residual: Es el riesgo que permanece después de implementar los controles.

Identificación del Peligro: Proceso para reconocer si existe un peligro y definir sus características.

Proceso de Gestión del Riesgo: Aplicación sistemática de políticas de gestión, procedimientos y prácticas, a las tareas de establecimiento del contexto, identificación, análisis, evaluación, tratamiento, monitoreo y comunicación del riesgo. (NTC 5254 Gestión del Riesgo)

Tratamiento del Riesgo: selección e implementación de las opciones apropiadas para ocuparse del riesgo. (NTC 5254 Gestión del Riesgo).

1.2.2. ETAPAS DE PRIORIZACIÓN DE RIESGOS

- Localización: Identifica el lugar donde se presenta el factor de riesgo.

- Identificación: Define la pérdida que se puede ocasionar por el factor de riesgo y el tipo de factor de riesgo.
- Análisis de Riesgo: Uso sistemático de la información disponible, para determinar la frecuencia con la que pueden ocurrir eventos especificados y la magnitud de sus consecuencias. (NTC 5254 Gestión del Riesgo)
- Valoración: Proceso general de estimar la magnitud de un riesgo y decidir si éste es tolerable o no. (NTC OHSAS 18001). Priorización de los factores de riesgo de acuerdo a la consecuencia y probabilidad de ocurrencia.
- Intervención: Planes de acción necesarios para mitigar o eliminar el factor de riesgo. Salvaguardas existentes o recomendadas, planes de acción necesarios para mitigar o eliminar los factores de riesgo.

FACTOR DE RIESGO: es un elemento, condición o acción humana que involucra la capacidad potencial de generar una pérdida.

FACTORES DE RIESGO:

- Objetos
- Máquinas y equipos
- Instalaciones
- Condiciones ambientales.
- Terceros: tienen capacidad potencial para producir daños materiales o lesiones a las personas.

1.2.3. TIPOS DE RIESGOS

- Mecánicos (uso de herramientas manuales, equipos en movimiento, golpes, atrapamientos)
- Originados por las localizaciones: Superficies de trabajo (rampas, plataformas, escaleras, condiciones de las áreas de trabajo y áreas de circulación); trabajos en alturas y espacios confinados.

- Originados por los materiales: materiales corrosivos, explosivos, materiales calientes e inflamables.
- Eléctricos: choques eléctricos
- Físico – Químicos: materiales tóxicos
- Químicos: equipo o área con riesgo por sustancia química
- Biológicos: bacterias, ambiente
- Humanos: conductas inseguras (no sabe, no quiere, no puede)
- Seguridad: equipo o área con riesgo de incendio o explosión, accidentes de trabajo (golpes, heridas, quemaduras, etc.)
- Operabilidad: equipo con falla más repetitiva que causa altas pérdidas.
- Vulnerabilidad: punto o área de riesgo por presencia de terceros.
- Ruido: equipo o área con riesgo por niveles de ruido.
- Ambiental: equipo o área con riesgo de daño ambiental.
- Ergonómicos: diseño del puesto de trabajo, levantamiento de cargas y esfuerzos físicos.

Dentro de los métodos más conocidos para identificar y evaluar riesgos se pueden mencionar los métodos cualitativos y cuantitativos a saber:

1.2.4. METODOS DE IDENTIFICACIÓN Y VALORACIÓN DE RIESGOS.

1.2.4.1. Métodos de experiencia o empíricos

Investigaciones y reuniones de expertos. Estos expertos analizan los riesgos con base a su conocimiento sobre los riesgos ocurridos en determinadas áreas específicas de las industrias.

1.2.4.2. Métodos analíticos

Se utilizan listas de verificación, análisis de árboles de fallas, análisis de causas, consecuencias y confiabilidad.

Estos métodos se basan en estudios de las instalaciones y procesos mucho más estructurados desde el punto de vista lógico-deductivo que los métodos empíricos. Normalmente siguen un procedimiento lógico de deducción de fallos, errores, desviaciones en equipos, instalaciones, procesos, operaciones, etc. que trae como consecuencia la obtención de determinadas soluciones para este tipo de eventos.

1.2.4.3. Metodologías cualitativas y creativas

Con un trabajo en equipo y en forma metódica, las personas ayudan a identificar los posibles riesgos.

- Análisis histórico de accidentes: Consiste en estudiar los accidentes registrados en el pasado en plantas similares o con productos idénticos o de la misma naturaleza.
- El Análisis Preliminar de Riesgos (APR): fue el precursor de otros métodos de análisis más complejos y se utiliza únicamente en la fase de desarrollo de las instalaciones y para casos en los que no existen experiencias anteriores, sea del proceso, sea del tipo de implantación.

El APR selecciona los productos peligrosos y los equipos principales de la Planta.

- Check list: Son listas de fácil aplicación y pueden ser utilizadas en cualquier fase de un proyecto o modificación de una planta. Es una manera adecuada de evaluar el nivel mínimo aceptable de riesgo de un determinado proyecto; evaluación necesaria en cualquier trabajo independientemente de sus características.

Consiste en una lista de preguntas acerca de la organización de la planta, su operación, mantenimiento y otras áreas de interés.

Su propósito es mejorar el desempeño humano en las distintas etapas de un proyecto, o asegurar la concordancia con las regulaciones o normas nacionales e internacionales.

Se aplica durante el diseño preliminar de un proyecto, durante la construcción y operación de una planta o durante la realización de paros y arranques de la misma.

Ventajas:

- Requiere de poco entrenamiento para su uso.
- Enfoca preocupaciones específicas.
- Puede aplicarse en cualquier etapa del proyecto.

Desventajas:

- Requiere desarrollo o adquisición de una lista de chequeo apropiada
 - Tan buena como el líder o experto que la crea
 - Posibilidad que omita algunos peligros potenciales
-
- What-if: La traducción literal de este nombre podría ser “¿Qué pasa si..?”. Es un método de análisis que no es tan estructurado como otros (HAZOP- Hazard Operability Study). Esta técnica no requiere métodos cuantitativos especiales o de una planeación extensa. El método utiliza información específica de un proceso para generar una especie de preguntas de lista de verificación.

Un equipo especial prepara una lista de preguntas, del tipo ¿Qué pasa si...?, las cuales son entonces contestadas colectivamente por el grupo de trabajo y resumidas en forma tabular.

Esta técnica es ampliamente utilizada durante las etapas de diseño del proceso, así como durante el tiempo de vida o de operación de una instalación, asimismo cuando se introducen cambios al proceso o a los procedimientos de operación.

Pasos:

- Seleccionar área de análisis
- El grupo de trabajo formula una serie de preguntas que normalmente

se inician con “Qué pasaría sí...”

- Analizar las posibles consecuencias (ej.: Incendio, explosión, ambiente, emanación tóxica, daño a personas, pérdida económica, disturbio operacional).
- Se da respuesta a las preguntas (o se consulta con expertos)
- El grupo de trabajo sugiere acciones correctivas cuando las respuestas revelan peligros significantes.

Preguntas típicas

- Qué pasaría si entra X sustancia en vez de
- Qué pasaría si el operador cierra la válvula Y...
- Qué pasaría si se alinean simultáneamente las corrientes A y B...
- Qué pasaría si requiero sacar de servicio el sistema P.....
- Qué pasaría si hay falla de aire de instrumentos...

1.2.4.4. Métodos semicuantitativos de identificación de riesgos

Ayudan a determinar la frecuencia de ocurrencia de un evento. Se entiende por métodos de evaluación de riesgo semicuantitativos, aquellos que, no llegando al detalle y rigor de una evaluación cuantitativa del riesgo; suponen un avance hacia ello desde los métodos cualitativos, en el sentido que son métodos que dan como resultado una clasificación relativa del riesgo asociado a una planta o a partes del proceso o equipos que la conforman.

Los métodos desarrollados en este sentido, que son de mayor difusión y conocimiento general, son los denominados Índice de DOW de fuego y explosión y el Índice de Mond.

- Índice de Dow de fuego y explosión: Con el título original de DOW's Fire & Explosión Index, publicado por primera vez en 1966, llegó a su sexta edición en el año 1987, en el que se incorpora por primera vez una penalización específica a los productos tóxicos.

- Índice de Mond: Este método fue desarrollado por técnicos de Imperial Chemical Industries (ICI) a partir del índice DOW. La primera versión fue publicada en 1979 y la segunda, que se describe a continuación, en 1985. Este método se basa en la peligrosidad de los productos y en el carácter crítico de los procesos en función de sus antecedentes de operación en instalaciones similares y permite obtener índices numéricos de riesgos para cada sección de las instalaciones industriales, con base a las características de las sustancias manejadas, de su cantidad, del tipo de proceso, y de las condiciones específicas de operación. Esta técnica es utilizada durante las etapas de diseño de instalaciones, así como durante el tiempo de vida o de operación de una instalación y realización de cambios mayores al proceso.
- AMFEC: Análisis de modos, fallos, efectos y criticidad.

1.2.4.5. Métodos cuantitativos de análisis de riesgos (ACR)

Implican aspectos cualitativos y cuantitativos, junto con análisis de consecuencias.

- Árbol de fallos de los sistemas (FTA): Es un método de análisis que utiliza el razonamiento deductivo y los diagramas gráficos, para determinar cómo puede ocurrir un evento particular no deseado. Es, además, una de las pocas herramientas que puede tratar adecuadamente el problema de las fallas comunes y que produce tanto resultados cualitativos como cuantitativos.

Este método consiste en la tabulación de los equipos y sistemas de una planta, estableciendo las diferentes posibilidades de fallo y las diversas influencias (efectos) de cada uno de ellos en el conjunto del sistema o de la planta.

En las etapas donde se utiliza esta metodología son: durante el diseño para detectar fallas escondidas, o durante la operación para evaluar accidentes

potenciales en el sistema y detectar fallas en procedimientos o en el operador.

- El árbol de errores: Representación esquemática de combinaciones de causas o fallos primarios que llevan a un acontecimiento final indeseado, pudiendo determinarse la probabilidad del mismo a partir de la probabilidad de tales fallos básico.
- El árbol de consecuencias: Representación esquemática de combinaciones de sucesos, que facilita todas las posibles consecuencias de un hecho o fallo determinado, con referencia al suceso en sus comienzos y que hay que especificar.
- El análisis de efectos y daños: Análisis sistemático de los efectos físicos y químicos de un acontecimiento determinado indeseado, y también de las consecuencias materiales e inmateriales para la instalación, para las personas, y para el medio ambiente.

1.2.4.6. Técnicas Combinadas en la Detección y Valoración de Riesgos.

Un análisis más completo de riesgos en los procesos (PHA) es un esfuerzo organizado para identificar las deficiencias del diseño y la operación de un proceso, que pueden ocasionar serias consecuencias (heridas al personal, daños al equipo, pérdidas económicas y afectación del medio ambiente, etc.).

Estos análisis se pueden realizar por un equipo multidisciplinario, que aplica una combinación de técnicas de análisis:

- ¿Qué-Pasa-Si?
- ¿Qué-Pasa-Si?/Lista de Verificación
- HAZOP
- Análisis de Modo Falla y Efecto (FMEA)
- Análisis de Árbol de Fallas (FTA)

1.3. ANÁLISIS ECONÓMICO.

Cuando se va a tomar la decisión de invertir en un proyecto, es necesario evaluar desde un punto de vista económico todas las variables que en éste intervienen, con el fin de establecer que tan rentable será o si generará al inversionista las ganancias suficientes para satisfacer el objetivo económico establecido previamente. El análisis económico de cualquier proyecto pretende determinar la rentabilidad que se obtendría al ejecutarlo. En este caso, se realizará un análisis con datos reales posteriores a la ejecución del proyecto.

1.3.1. Flujo de caja.

El flujo de caja es la acumulación neta de activos líquidos en un periodo determinado y, por lo tanto, constituye un indicador importante de la liquidez de una empresa o cualquier proyecto.

En la estimación del flujo de efectivo deben considerarse factores como los ingresos provenientes del ejercicio u operación del proyecto, los gastos generador por la inversión, los costos de operación, el beneficio fiscal asociado a la depreciación y los impuestos en que se incurren por el desarrollo del proyecto. Los ingresos en un proyecto pueden generarse a partir de la venta de equipos o activos, o las ganancias obtenidas por la producción. Los costos pueden ser generados al comprar equipo, por impuestos o regalías, mantenimiento de equipo, pago de nóminas, etc.

1.3.2. Valor Presente Neto

El Valor Presente Neto (NPV) cuantifica el valor actual de un Proyecto cuyo Flujo de Caja Neto (Net Cash Flow - NCF) es comparado con una inversión normal

(Comúnmente bancaria) y descontado a un punto de referencia común. Normalmente un año.

Cuando el VPN es menor que cero implica que hay una pérdida a una cierta tasa de interés o por el contrario si el VPN es mayor que cero se presenta una ganancia.

$$VPN = \sum_{n=0}^N \frac{FDC}{(1+i)^n} \quad \text{Ecuación 1.}$$

De donde,

FDC = Ganancias netas – Impuestos.

1.3.3. Tasa Interna de Retorno.

Se llama así a la Tasa de Descuento necesaria para que los Valores Presente de Flujo de Caja saliente y entrante sean iguales. Es decir, es aquella Tasa de Descuento cuyo Valor Presente Neto es cero (NPV = 0). También es conocida con la tasa de rentabilidad

$$VPN = 0 = \left[\frac{FDC1}{(1+i)^1} \right] + \left[\frac{FDC2}{(1+i)^2} \right] + \left[\frac{FDC3}{(1+i)^3} \right] + \dots + \left[\frac{FDCn}{(1+i)^n} \right] - Inv \quad \text{Ecuación 2.}$$

1.3.4. Tiempo de recuperación de la inversión o PAYBACK TIME.

Es el tiempo en el cual se recupera el dinero que se invirtió inicialmente en un negocio o proyecto, es decir, para que los flujos de caja netos positivos sean iguales a la inversión inicial. Existe Payback Simple el cual considera los flujos de efectivo sin tomar en cuenta el valor del dinero en el tiempo, así:

$$\text{PaybackSimple} = \frac{\text{InversionInicial}}{\text{FlujoDeEfectivoAnual}} \quad \text{Ecuación 3.}$$

Y esta el Payback ajustado el cual compara el valor presente de cada uno de los flujos de efectivo operativos netos, con el valor presente de la inversión neta requerida.

$$\text{PaybackAjustado} = \frac{VP_{\text{inversionInicial}}}{VP_{\text{flujodeEfectivoAnual}}} \quad \text{Ecuación 4.}$$

2. GESTIÓN HSE EN DISEÑOS DE INGENIERÍA

2.1. DEFINICIONES Y ABREVIATURAS

- (P&ID): Diagramas de Instrumentación y Tubería
- Componente: Un ítem de la planta o equipo que cuando se combina con otros componentes forma un elemento, por ejemplo, interruptor, transformadores de corriente, circuitos de protección.
- Elemento: Parte principal de una instalación eléctrica que es lo suficientemente grande para ser de interés en términos de los objetivos del estudio, Por ejemplo, alimentador de 34,5 KV.
- Peligro: Peligro para las personas o componentes eléctricos que podrían causar lesiones, daños u otra clase de pérdidas.
- Palabra clave: Identifica un riesgo que puede ocurrir en una instalación eléctrica y presentar daño al personal o al medio ambiente.
- Punto de evaluación: Localizaciones definidas dentro de un elemento al cual se le asigna una desviación conocida.

- Palabra Guía : Nombre o palabra distintiva usada para llamar la atención en el SAFOP del grupo de estudio con relación a posibles desviaciones y sus consecuencias.
- Promptword: Palabra escogida para ayudar al grupo de estudio a identificar posibles desviaciones o consecuencias asociadas con una palabra guía seleccionada.

2.2. RESPONSABILIDADES Y AUTORIDAD

El Director de Proyecto es responsable por asegurar que los requerimientos del Manual y las guías de HSE son implementados en los proyectos.

El coordinador de Ingeniería es el responsable de la coordinación con el Director del proyecto por las responsabilidades específicas en materia de HSE, para garantizar que cualquier información, capacitación y equipo necesario para fines de HSE se proporciona al proyecto.

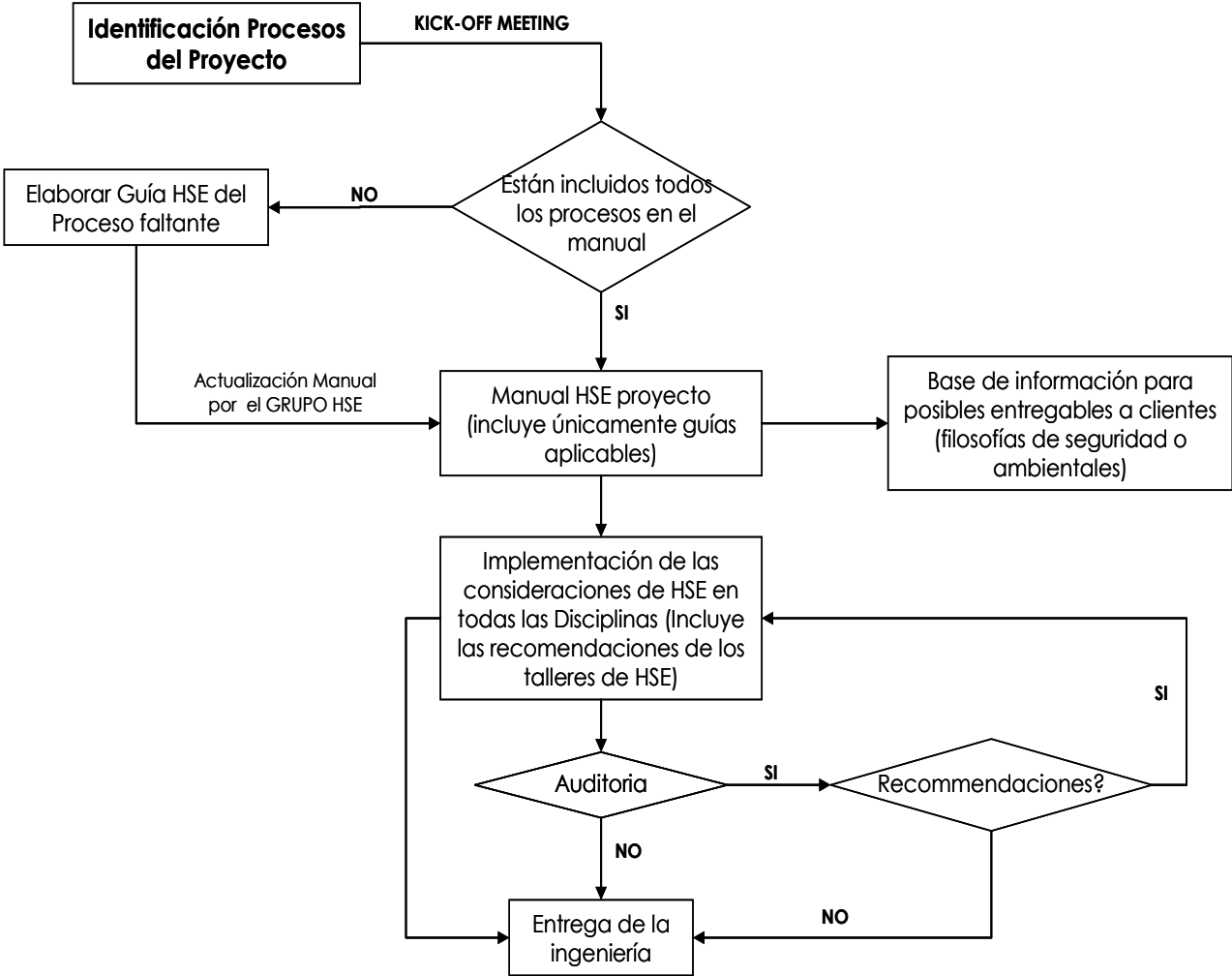
El ingeniero de HSE en el proyecto es el responsable de llevar a cabo actividades especializadas de seguridad en el proyecto y asesorar al proyecto en todos los asuntos relacionados con HSE y velar por que la acciones de seguridad generadas durante el proyecto sean implementadas.

Los ingenieros son los responsables de HSE en el diseño, asegurarán que los temas de HSE sean considerados en todas las actividades. Deben ser conscientes de, y cumplir con todos los requisitos que afectan a la seguridad de los diseños. Los ingenieros son los responsables de implementar, hacer seguimiento y cerrar las acciones de seguridad que se generen durante el proyecto.

El Grupo HSE será el encargado de actualizar y mejorar el Manual y las Guías HSE cuando se requiera y serán responsables de realizar las auditorías técnicas de HSE en los proyectos.

2.3. DISEÑO DE SEGURIDAD EN LOS PROCESOS

Figura 1. Process Safety para proyectos de ingeniería



2.4. TALLERES DE SEGURIDAD

2.4.1. HAZOP

El estudio de Riesgo y Operabilidad (HAZOP) está basado en una metodología iterativa para la identificación de riesgos a los procesos y consiste en una técnica de investigación, que utiliza un equipo de personas con gran experiencia en la identificación de riesgos potenciales y problemas de operabilidad. Dicho estudio involucra el análisis lógico y sistemático del proceso, documentado con el diseño y diagramas que describen el sistema y proceso y evalúa metódicamente cada segmento de línea o nodo, recipientes y equipos mostrados en los Diagramas de Tubería e Instrumentos.

Una lista de palabras guía son utilizadas para identificar los peligros potenciales y problemas de operatividad que pudieran surgir a raíz de las desviaciones del diseño. Las posibles causas de tales desviaciones se enumeran junto con las consecuencias, las salvaguardias existentes y el grupo de recomendaciones para limitar la severidad o reducir la posibilidad de que surjan peligros.

2.4.1.1. Objetivos del estudio

Los principales objetivos del estudio HAZOP son los siguientes:

- Confirmar la integridad del proceso en el diseño con la identificación de los posibles escenarios peligrosos y los dispositivos previstos en el diseño para mitigarlos.
- Identificar las principales deficiencias de seguridad o de operatividad que requieren de solución antes de que se emita la información final de ingeniería.

- Subrayar todo riesgo técnico que puede tener un impacto en el proyecto y, por lo tanto, en la ejecución de estrategias.
- Recomendar acciones a tener en cuenta en la fase final del proceso de diseño para mitigar los riesgos identificados.
- Ayudar en la gestión de todo el proyecto como un instrumento más para obtener la mejor opción para los objetivos generales.

2.4.1.2. Metodología

Antes de que el estudio se inicie el Presidente revisará los Términos de Referencia, indicando los P&IDs que serán estudiados y otra documentación técnica como el diagrama de causa y efecto.

El líder de Procesos del proyecto dará una breve descripción del diseño u operación del sistema, destacando los principales problemas abordados en el diseño.

El Presidente deberá seleccionar un P&ID para iniciar a partir de este y el secretario hará constar su número, título, descripción de la sección de la planta y el segmento de línea. Todas las desviaciones de las palabras guía en la sección de la planta en particular se inscribirá en las hojas de trabajo del HAZOP. Esta información puede ser añadida antes de la sesión del estudio HAZOP con el fin de reducir la duración de cada período de sesiones.

Cuando una desviación es identificada, el equipo de trabajo del estudio deberá determinar la causa, consecuencia y garantías inherentes en el diseño. Estas se registrarán en las hojas de trabajo del HAZOP.

Si las salvaguardas en el diseño son consideradas insuficientes por el equipo, una acción deberá formularse y una persona será designada para ocuparse de ella. Las acciones registradas serán numeradas.

Cada línea o equipo será examinada, estas serán marcadas / destacadas en los P&IDs para indicar que han sido estudiadas. Este proceso continuará hasta que el estudio se haya completado.

Para finalizar, al equipo de trabajo se le pedirá que confirme su acuerdo con cada acción registrada.

2.4.1.3. Documentos requeridos

Los P&IDs deben ser presentados para el estudio HAZOP. Es importante que todos los miembros se centren en un dibujo que se pueda ver claramente.

El equipo necesitará más documentación de referencia que esté disponible, entre ellos:

- Diagramas de flujo de Proceso
- Diagramas de distribución general
- Especificaciones de tubería
- Data sheets (incluida las válvulas de alivio)
- Inventario de contenedores
- Sistema de seguridad de emergencia (ESD)
- Emergency Depressurising (EDP) system functions
- Procedimientos de Commissioning
- Procedimientos de arranque
- Procedimientos operativos
- Procedimientos de shutdown
- Procedimientos de mantenimiento
- Diagramas de Causa y efecto
- Información de proveedores de equipos
- Filosofía de operación y mantenimiento
- Filosofía de Seguridad
- Filosofía de Diseño
- Hojas de Datos de Seguridad (MSDSs)

2.4.1.4. Entregables

Un informe escrito será preparado por el Presidente, con la asistencia de la Secretaria, que incluirá:

- Resumen
- Introducción
- Descripción del sistema
- Principales conclusiones del estudio
- Principales recomendaciones del HAZOP
- Lista de documentos estudiados
- Cuadros y hojas de acción
- Lista de distribución
- Lista de asistentes / Los miembros del equipo

El informe preliminar del HAZOP debe ser enviado al grupo de trabajo para su revisión y comentarios

2.4.2. SAFOP

El SAFOP (Safety and Operability Study on Electrical Power Systems) es un estudio en el cual se aplican una serie de evaluaciones técnicas y auditorias.

Para el estudio se utiliza la información de los consultores y personal de la compañía propietaria de las instalaciones intervenidas, involucrados con el proyecto. Esto es, los estudios SAFOP requieren del concurso de un equipo con amplio conocimiento de las características particulares del proyecto.

2.4.2.1. Objetivos del estudio

El Safop se realiza para tener un esquema formal de búsqueda y examen sistemático de los diseños de Ingeniería con el fin de garantizar una operación efectiva y la seguridad del personal de operación y con el fin de detectar y

evaluar peligros potenciales sobre el personal, los equipos y las instalaciones resultado de errores de operación del sistema, fallas de operación de los equipos, errores del operador y sus consecuencias.

2.4.2.2. Metodología

Para lograr los objetivos del SAFOP, se requiere realizar tres tipos de estudios a saber:

- Safan (Safety Análisis): Es una auditoria técnica y de evaluación de los peligros mayores presentes en la instalación resultado de un diseño, que afectan la seguridad de las personas. Examina riesgos presentes en la construcción, puesta en servicio y operación de instalaciones eléctricas en relación con la seguridad del personal que opera, trabaja o está en sus alrededores (visitantes ocasionales).
- Sysop (Security and Operability Analysis): Revisa brevemente los estándares del diseño completo e investiga la seguridad de los suministros previstos para los diferentes grupos usuarios del sistema de alta tensión.
- Optan: Operator Task Análisis: Examina las partes principales de la instalación, los auxiliares previstos, etc. y considera cualquier limitación encontrada y sus efectos sobre la Operatividad del sistema

Es importante anotar que el estudio SAFOP no incluye un análisis detallado de las memorias de cálculo desarrolladas durante la etapa de diseño y ni de las características de los equipos, los cuales están más bajo el alcance de los consultores y fabricantes.

El Grupo de Análisis de SAFOP selecciona el sistema y le aplica una serie de “palabras guía”, que representan fallas de intención de diseño de las partes del sistema, identifica las posibles causas de dichas fallas y determina sus consecuencias como un evento de riesgo.

Ocasionalmente no se puede resolver algún punto de inmediato, en cuyo caso el Grupo de Análisis se dedica a investigar la cuestión para volver a analizarla con más información.

2.4.2.3. Documentos requeridos

- Criterios de diseño del sistema eléctrico.
- Diagramas unifilares.
- Planos con la distribución de quipos en subestación eléctrica y cuarto de control.
- Planos con la distribución de equipos en la planta de producción.
- Plano de clasificación de áreas.
- Plano con la malla de tierra y sistema de protección contra descargas atmosféricas.

2.4.3. SIL

En las áreas de proceso donde existan emisión de vapores de hidrocarburos al ambiente y alta posibilidad de generar condiciones de peligro como explosiones o incendios, se deben minimizar estas condiciones realizando un estudio SIL (Safety Integrity Level). Se debe realizar este estudio por la metodología LOPA (Layer of Protection Analysis) con el fin de determinar el nivel SIL de las funciones instrumentadas de seguridad (SIF) y del Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS o ESD) que se deberán especificar en cualquier proyecto.

Una función Instrumentada de Seguridad (SIF) es aquella función de seguridad, con un nivel de integridad específico, que es necesaria para obtener una seguridad funcional de llevar el proceso a una condición segura bajo condiciones previamente definidas. Estas son implementadas utilizando un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS).

El nivel de Integridad de Seguridad (SIL) es el valor discreto (uno o cuatro) requerido para especificar los requerimientos de las funciones instrumentadas de seguridad (SIF) en términos de probabilidad de falla en demanda (PFD) desde el punto de vista de:

- Protección a las personas que se encuentran dentro y fuera de las facilidades.
- Requerimientos de integridad para proteger el medio ambiente (Valor EIL)
- Requerimientos de integridad desde el punto de vista comercial o de costos (Valor CIL).

Para cada función SIF operando en modo de demanda, el SIL requerido está definido de acuerdo a la siguiente Tabla 1, tomada del IEC 61511-1.

Tabla 1 Nivel integrado de seguridad (SIL)

Safety Integrity Level (SIL)	Probability of Failure on Demand Average Range (PFD avg.)	Risk Reduction Factor (RRF) 1/PFD
1	10^{-1} to 10^{-2}	10 a 100
2	10^{-2} to 10^{-3}	100 a 1,000
3	10^{-3} to 10^{-4}	1,000 a 10,000
4	10^{-4} to 10^{-5}	10,000 a 100,000

Una función SIF será nivel 0 (SIL 0) o “sin ningún requerimiento de integridad especial” si la PFD requerida está en un valor entre 0,1 y 1.

Un nivel de integridad (IL) es una descripción mas general que SIL y se relaciona con el mayor nivel de integridad (comparación del SIL, EIL y CIL) requerido por seguridad para el personal dentro y fuera de la facilidad, aspectos ambientales y comerciales.

LOPA es un método semi-cuantitativo para analizar sí son adecuadas las diferentes capas de protección de un proceso y poder determinar de esta forma el desempeño que deberá tener un Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS).

2.4.3.1. Objetivos del estudio

El objetivo del estudio SIL (Safety Integrity Level) es determinar, identificar o minimizar aquellos riesgos de diseño y operación que puedan generar accidentes, peligros a las personas y daños al medio ambiente. Además este estudio debe suministrar la información suficiente para que se puedan definir las secuencias de parada de emergencia que garanticen detener la transferencia del producto en forma segura

2.4.3.2. Metodología

El estudio SIL, será llevado a cabo por un equipo interdisciplinario de personas con conocimiento y experiencia en la identificación de riesgos potenciales y problemas de operabilidad. Como referencia para determinar potenciales riesgos se partirá del reporte HAZOP del proyecto. Esto se realiza básicamente porque el HAZOP esta basado en el desarrollo de una metodología que permite obtener la siguiente información:

- Seleccionar el escenario.
- Estimar las consecuencias.
- Identificar el evento iniciador y estimación de su frecuencia de ocurrencia.
- Identificar las capas de protección y estimación de su PFD.
- Estimar el riesgo asociado al escenario.
- Evaluar el riesgo asociado al escenario.

Del reporte del HAZOP se tomarán los lazos SIF (Funciones Instrumentadas de Seguridad) y serán clasificados cualitativamente. Los lazos que se clasifiquen como potenciales riesgos con calificación de Alto (o crítico), serán verificados a través de una revisión más exhaustiva usando una metodología de análisis Semi-Quantitativo como LOPA (Layers of Protection Analysis).

La verificación consiste en evaluar y calificar los lazos con sus consecuencias (nivel de severidad) desde el punto de vista de seguridad, ambiental y económico. A partir de ello se determinará el nivel de integridad (IL) requerido, además se determinará si se requiere un nivel de integridad en seguridad más estricto (mayor valor) entre el SIL, el EIL y el CIL.

2.4.3.3. Documentos requeridos

- Diagramas de Instrumentación y Tubería (P&ID)
- Reporte de Estudio HAZOP.
- Filosofía de Control y Operación
- Diagramas Causa y Efecto
- Diagramas de Lazos
- Descripción de Proceso

2.4.3.4. Entregables

El análisis y sus correspondientes resultados deberán ser suministrados en un informe técnico que contenga mínimo la siguiente documentación:

- Evaluación LOPA para definición del SIL de las áreas del Proyecto definidas en el alcance.
- Determinación de SIL Objetivo del Proceso (Reporte).
- Especificaciones Requeridas de Seguridad (Safety Requirements Specification SRS)
- Base de datos que contiene las tasas de falla y reparación de cada uno de los componentes que conforman el SIF.
- Lista de los instrumentos a los cuales se les debe definir SIL de acuerdo con la recomendación obtenida del estudio.
- ALARP evaluación y determinación del riesgo tolerable para cada aplicación. Matriz de peligros con clasificación de riesgos y tabla con la interpretación de las clases de riesgo.

2.5. PLOT PLAN & LAYOUT

La distribución de equipos, tuberías y estructuras de una instalación deberán reducir la probabilidad y las consecuencias de los accidentes mediante la localización, separación y orientación de las diferentes áreas, equipos y funciones de la instalación.

El alcance cubre la distribución de equipos y estructuras de cada una de las áreas de la instalación incluyendo rutas de vías y de tuberías; lo cual involucra todas las especialidades que trabajan en el diseño

2.6. ESTRUCTURAS DE EDIFICIOS Y EQUIPOS

Asegurar que las estructuras y sus respectivas fundaciones sean capaces de resistir todas las cargas (permanentes y eventuales) a las que se verán sometidas durante su vida útil, protegiendo así la vida humana y los bienes de los Clientes.

2.7. TANQUES, RECIPIENTES A PRESIÓN Y BARRERAS DE CONTENCIÓN

La función de contención será prevenir la liberación de hidrocarburos, productos químicos y / o gases tóxicos.

Las zonas de almacenamiento en la planta por lo general contienen los mayores volúmenes de materiales peligrosos. La principal preocupación en el diseño de instalaciones de almacenamiento para estos líquidos es reducir el riesgo de incendio mediante la reducción de la cantidad de vertidos, controlar el vertido, y el control de incendios.

2.8. DRENAJES

Suministrar un sistema seguro y eficiente para la evacuación de las aguas contaminadas evitando el vertimiento de las mismas en fuentes naturales de agua, en los estratos de suelo y en general suprimir el riesgo de algún tipo de impacto al medio ambiente.

2.9. SISTEMA DE SEGURIDAD DE EMERGENCIA (ESD)

El sistema de seguridad (ESD) es un control para monitoreo de señales, el cual tiene redundancia y es independiente del sistema de control de procesos (PCS).

El ESD tiene la función de activar la parada de emergencia de cualquier planta una vez detectadas las condiciones de máximo riesgo que representen peligro tanto para las instalaciones como para el personal que se encuentra laborando en ellas.

El sistema ESD debe ser funcionalmente independiente de los otros sistemas, no se permiten comandos de cortes desde el HMI. La configuración lógica del sistema ESD produce todos los comandos de corte por emergencia.

El sistema SIS debe ser independiente. El sistema ESD tiene señales de entrada y salida (I/O) distribuidas en unidades separadas y redes de control independientes.

Dependiendo del Estudio SIL realizado en la planta o estación se considerará el nivel que deba tener.

Otros comandos del ESD se pueden producir desde los botones de presión instalados en campo alrededor de las unidades de proceso de la planta, o desde los botones de presión o teclas del panel matriz instalado en la consola del operador del cuarto de control.

En las pantallas (despliegues) del Sistema de Control, deben visualizarse todas las alarmas provenientes desde los diferentes Sistemas (plataformas de pozos, oleoducto de exportación, CPF, etc), adicionalmente deben visualizarse las alarmas que se produzcan en el Sistema de seguridad (SIS).

Los sensores de parada y seguridad son diferentes a los de control de procesos no debe utilizarse un mismo dispositivo para control y parada de emergencia.

Cada Sistema está dotado de sensores independientes; estos sensores e instrumentos deben ser diseñados e instalados para lograr un alto nivel de desempeño y confiabilidad y proporcionar mantenimiento sin experimentar falla ni requerir apagar un Sistema durante actividades normales.

2.10. SISTEMA DE ALIVIO DE SEGURIDAD (BD) Y SISTEMA DE TEA

El propósito de la BD (despresurización) y el sistema de tea durante un evento accidental o una situación de emergencia es:

- En caso de incendio reducir la presión en los segmentos de proceso para reducir el riesgo de ruptura y escalada
- Reducir la tasa de fugas y fugas de duración y, por lo tanto, la probabilidad de ignición
- La conducción de gases de venteos atmosféricos a lugares seguros.

2.11. FIRE & GAS

El sistema fire & gas deberá realizar un monitoreo o seguimiento continuo para detectar la presencia de fuego y de gas para alertar al personal y permitir que las acciones de control sean iniciadas manual o automáticamente a través de la EDS para reducir la probabilidad de escalada de incendios y la exposición del personal.

2.12. CLASIFICACIÓN DE ÁREAS

La experiencia ha demostrado que agrupar los equipos en una forma muy compacta puede poner en peligro la seguridad de la planta o facilidad.

Las unidades de proceso, instalaciones para almacenamiento, etc. deben ser divididos en un número de áreas separadas o de “islas”, de tal manera que un incendio o explosión en un área tendrá un riesgo y afectación mínima a las unidades adyacentes y al personal.

Las diferentes áreas y unidades de proceso deben ser clasificadas de acuerdo a su tipo y grado de peligrosidad según las recomendaciones del Código Eléctrico Colombiano y la norma API RP-500.

Al definir el tipo de instalación para un área clasificada, se debe o se puede usar como referencia el Capítulo 500 ambientes especiales del Código Eléctrico Colombiano, la NFPA 70 y la norma NFPA 497 M.

Se deben elaborar planos indicando los límites de las áreas clasificadas tanto en planta como en elevación; indicando los productos que originan la clasificación con su temperatura de ignición.

Los planos de construcción deben mostrar la ubicación de todos los sellos y accesorios requeridos en los tramos de conduit que atraviesan los límites de áreas clasificadas.

Los detalles de instalación deben indicar el diseño particular requerido.

Las cubiertas de los equipos y dispositivos eléctricos a ser instalados dentro de un área clasificada deben estar de acuerdo con la clasificación y estar certificadas para su uso por un instituto de ensayos tal como UL.

En áreas no clasificadas, las cubiertas de los equipos deben tener cerramiento NEMA de acuerdo con la ubicación, servicio y condiciones ambientales del lugar de instalación.

En lo posible se debe evitar instalar equipos eléctricos dentro de áreas clasificadas.

2.13. VENTILACIÓN NATURAL Y AIRE ACONDICIONADO

La ventilación natural debe diluir las concentraciones de gas y reducir el tamaño de la nube de gas inflamable y diluir las concentraciones dañinas de humo o gases tóxicos.

La ventilación natural y aire acondicionado con respecto a los eventos de accidentes debe prevenir el ingreso de humo y gas, diluir fugas de gas, suministrar ventilación en áreas internas y asegurar un ambiente aceptable para el personal y los equipos.

2.14. SISTEMAS DE ALARMAS Y COMUNICACIÓN

El sistema de alarmas y comunicación debe advertir y guiar al personal tan rápidamente como sea posible en el evento de una situación de emergencia o peligro.

2.15. SISTEMAS DE ENERGÍA DE RESPALDO Y EMERGENCIA

El sistema eléctrico es diseñado para lograr un servicio confiable, la facilidad de operación y mantenimiento, pérdidas mínimas, facilidad de adición de cargas futuras y mantener la seguridad del personal y de los equipos.

Los dispositivos de protección (relés, fusibles, interruptores, etc.) deben ser seleccionados y coordinados de tal manera que el dispositivo de interrupción más cercano al punto de falla, opere primero y minimice los daños a los equipos y los disturbios en la operación del sistema.

Las capacidades de corriente e interrupción, los niveles de aislamiento y las protecciones de los diferentes circuitos, deben ser seleccionadas y coordinadas de acuerdo con los cálculos y recomendaciones de IEEE, ANSI, ICEA y NEMA para asegurar que los equipos y conductores son adecuados para el servicio requerido.

Todas las cargas eléctricas del proyecto deben estar claramente clasificadas de acuerdo con el siguiente criterio:

- **Cargas críticas:** Son aquellas cargas que son importantes para la seguridad de la instalación o del personal operativo y, que requieren de energía para permitir un apagado razonablemente controlado en caso de emergencia. Estas cargas deberán tener una segunda fuente de energía

independiente de la red de suministro normal como grupos electrógenos o sistemas de potencia ininterrumpida (UPS).

- **Cargas Esenciales:** Son aquellas cargas cuya pérdida afecta la continuidad del funcionamiento de la planta como consecuencia la pérdida de ingresos o producción, pero cuya salida de servicio no daría por resultado una situación insegura. Cualquier decisión de proporcionar una fuente alternativa de suministro para este tipo de cargas se basará en consideraciones económicas. En esta categoría se incluyen los sistemas de alumbrado de seguridad, y las cargas para el arranque de la unidad de producción (Sistema black start).
- **Cargas no esenciales:** Son aquellas cargas que no forman un componente importante de una planta y su desconexión por períodos relativamente largos origina un mínimo de molestias o pérdidas de valor. Estas cargas por lo general constituyen una pequeña proporción del total de la carga conectada y pueden tener una sola fuente de energía eléctrica.

2.16. SISTEMAS PASIVOS DE PROTECCIÓN CONTRA FUEGO

El sistema pasivo de protección contra fuego debe asegurar que las estructuras relevantes, tuberías y componentes de equipos tienen la adecuada resistencia al fuego.

Las divisiones de incendio deben asegurar que el fuego o las explosiones no se incrementarán alrededor de las áreas.

2.17. SISTEMAS CONTRA INCENDIO

El propósito del sistema contra incendio es proveer rápida y confiablemente formas para extinguir el fuego y mitigar los efectos de la explosión

2.18. ESCAPE, EVACUACIÓN Y SEÑALIZACIÓN

El propósito de las rutas de escape es asegurar que el personal abandone las áreas en caso de una emergencia por lo menos por una ruta segura y permitir al personal alcanzar el punto de encuentro designado desde cualquier lugar de la instalación

El propósito del sistema de evacuación es asegurar la forma de abandonar la instalación por el máximo personal luego de que se presente un incidente peligroso y se haya tomado la decisión de evacuar las instalaciones.

2.19. AISLAMIENTO

La mayoría de las líneas calientes están aisladas para la conservación del calor o para mantener una temperatura constante por razones de proceso. Estas líneas deben ser aisladas para protección del personal

El espesor del aislamiento debe ser suficiente para reducir la temperatura de la superficie externa.

2.20. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

Durante la planeación, ejecución y puesta en marcha de un proyecto de ingeniería se deben considerar los siguientes aspectos ambientales:

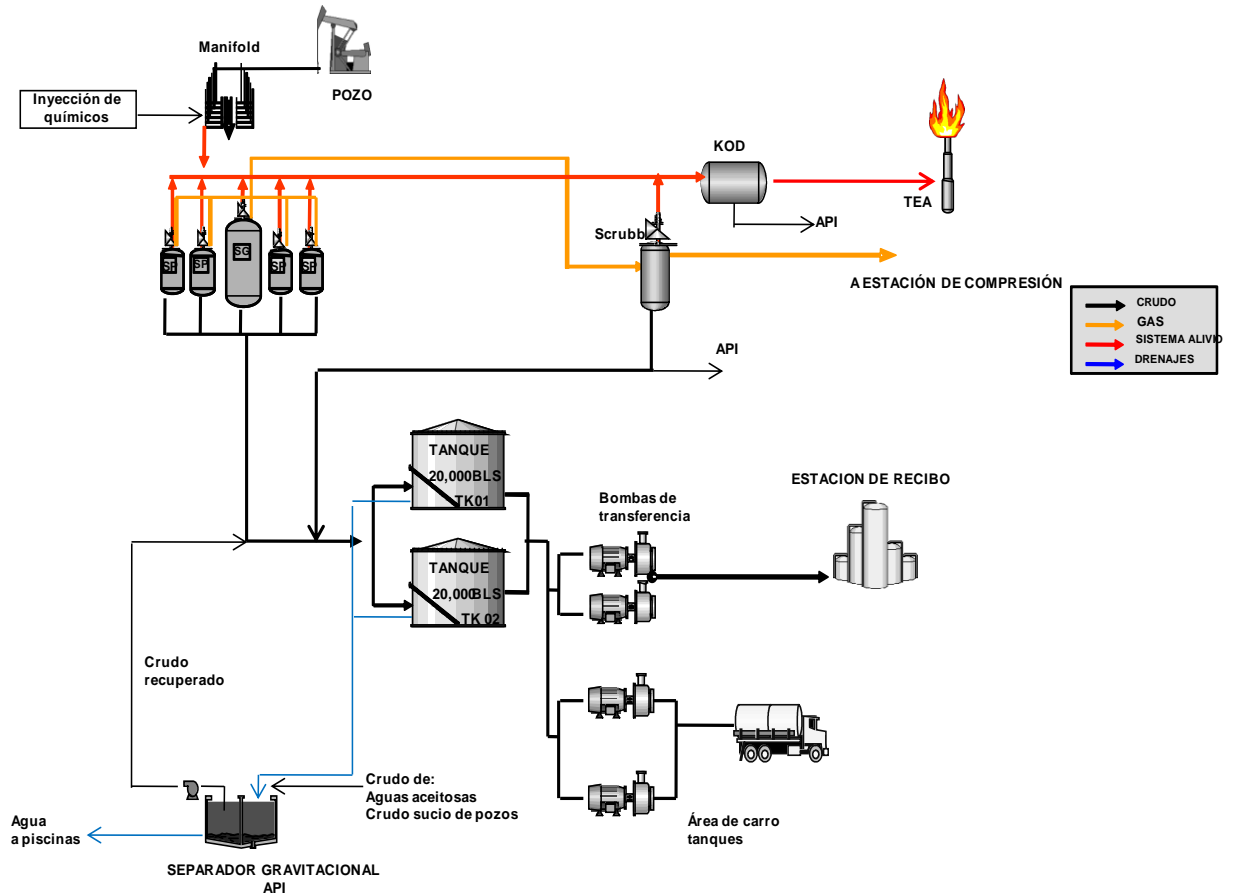
- Calidad de aire
- Manejo de agua
- Manejo de desechos
- Manejo de desechos peligrosos
- Eficiencia energética
- Sustancias que agotan el ozono
- Estudios de impacto ambiental

3. SELECCIÓN DE UN PROYECTO PILOTO.

Para este trabajo se selecciono el proyecto: Adecuación de Facilidades de recolección y tratamiento de crudo y gas, el cual contempla básicamente el desarrollo de una Ingeniería Básica, con el fin de obtener los diseños de una Nueva Estación con capacidad volumétrica para el recibo y tratamiento de 7000 BFPD y 7 MMSCFD, que cumpla con todas las especificaciones y normativas requeridas por la industria mundial. El diseño debe permitir obtener una estación confiable, segura, operable y flexible. La nueva estación debe contar con las siguientes facilidades (Ver Figura 2):

- Recibo
- Separación bifásica
- Almacenamiento de líquidos (crudo agua)
- Bombeo de líquidos a estación de recibo
- Envío del Gas a estación de compresión
- Sistema de drenaje de aguas aceitosas
- Sistema de alivios seguros hacia un sistema de tea.
- Aire instrumentos y energía eléctrica

Figura 2. Estación de Recolección y Tratamiento de Crudo y Gas



4. APLICACIÓN DE METODOLOGÍAS DE PROCESS SAFETY

De los métodos y herramientas antes descritos, para el proyecto piloto seleccionado, se utilizará la herramienta HAZOP por las siguientes razones:

- Los estudios han demostrado su efectividad práctica por su sencillez y bajo costo en la identificación de riesgos operativos y personales.
- Generalmente se realiza con personal propio de la empresa quienes conocen los procesos y tienen algún tiempo y experiencia en la construcción, operación y mantenimiento de las plantas.

- Estimulan la participación y la creatividad de los miembros que conforman el equipo designado para realizar los estudios.
- Incentivan al personal operativo y de mantenimiento a integrarse en equipos de trabajo para buscar soluciones que les favorecen en su trabajo.
- Para el estudio se utilizan planos y manuales instructivos fáciles de conseguir en la empresa.
- Los estudios Hazop permiten realizarse en cualquier momento de la etapa de diseño, construcción y puesta en operación de una planta, así como cuando se le efectúen modificaciones, cambios o adiciones de equipos en cualquier momento de su vida.
- Facilita el gerenciamiento del cambio tecnológico. En el diseño y construcción de plantas permite evaluar el impacto de los cambios e incluir el costo del control de los riesgos y de esta forma eliminarlos o minimizarlos en forma oportuna, antes de poner en marcha la operación.
- Las soluciones propuestas pueden clasificarse y ejecutarse de acuerdo con un orden de prioridades que se establece.
- Se puede medir la efectividad de su implementación y su impacto en los resultados esperados.

4.1. REALIZACIÓN DEL TALLER

El taller Hazop aplicado al proyecto Adecuación de facilidades de recolección y tratamiento de crudo y gas campo El Morro, se realizó durante tres días, con la participación del siguiente personal: Lider de Hazop, secretario, ingenieros del proyecto(proceso e instrumentación) y personal de operación de las facilidades(ingenieros, supervisores y operarios).

Al inicio del taller se planteó el siguiente objetivo: “Identificar las posibles desviaciones entre los diseños de expansión de la capacidad de la nueva estación Morro, frente a las condiciones de operación esperadas, que puedan afectar negativamente a las personas, las instalaciones, los procesos y el medio ambiente”.

Durante el taller se utilizó la siguiente terminología:

- Variables del Proceso: son las condiciones de operación (presión, temperatura, Flujo composición) con las cuales debe operar eficientemente el proceso y que una desviación en una de ellas, puede generar serios problemas operacionales o de seguridad.
- Intención de diseño o de la operación: La forma normal como se espera que funcione la operación de una planta o proceso. Es el diario hacer de la planta o proceso que opera bajo unas condiciones determinadas de presión, flujo, temperatura, composición de los elementos que se procesan, etc.
- Desviación: Salida fuera de la intención del diseño. No hace lo que debe hacer, o hace más, o menos de lo que debe hacer, o hace algo diferente al hacer.
- Palabras Guía: Son siete palabras utilizadas dentro de la técnica Hazop que ayudan a determinar posibles desviaciones que se pueden presentar en un proceso determinado. Las palabras guía se utilizan para examinar las posibles desviaciones de las condiciones normales de un proceso. Las palabras guía se aplican, en forma sistemática a todas las variables del proceso pero hay que entender muy bien su significado y su interpretación.
- Causa: Manera como pueden ocurrir las desviaciones (el porqué...). En el Hazop se analizan todas las posibles causas que pueden conducir a una desviación.

- Consecuencia: Resultado de las desviaciones. Para cada una de las causas analizadas, se indica, con la consiguiente correspondencia en la numeración, las consecuencias asociadas a dicha causa.
- Salvaguardas: Elementos para reducir las consecuencias o eliminar las causas. Se indican los mecanismos de detección de la desviación planteada según causas o consecuencias. También se analizan los automatismos capaces de responder a la desviación planteada según la causa
- Acciones o Recomendaciones: Sugerencias para cambio de diseño o procedimiento para eliminar las causas. Generalmente las recomendaciones son propuestas preliminares de modificaciones a la instalación, de acuerdo con la gravedad de la consecuencia o debida una desprotección flagrante de una instalación.
- Nodos: es el circuito, área o unidad de procesamiento de una determinada planta, al cual se le analizarán sus riesgos y desviaciones que se puedan presentar. Nodo es la parte de un proceso con un contenido energético determinado.
- Matriz de Riesgo: Herramienta que permite valorar el nivel de riesgo que se presenta ante una desviación cuando se está realizando un análisis Hazop. Generalmente debe considerar tanto la severidad del riesgo (gravedad de daños que se pueden presentar por una consecuencia determinada) como su probabilidad de ocurrencia.
- Probabilidad: posibilidad de que ocurra un evento o resultado específico, medida por la relación entre los eventos o resultados específicos y el número total de eventos o resultados posibles (NTC 5254: Gestión del Riesgo)
- Severidad o Consecuencia: Resultado de un evento expresado cualitativa o cuantitativamente, como por ejemplo una pérdida, lesión, desventaja o ganancia. Puede haber una serie de resultados posibles asociados con un evento.

- Es muy importante que los funcionarios que van a valorar los riesgos, conozcan muy bien los criterios contenidos en una matriz de riesgos (ver tabla 2) para realizar una valoración objetiva de los riesgos.

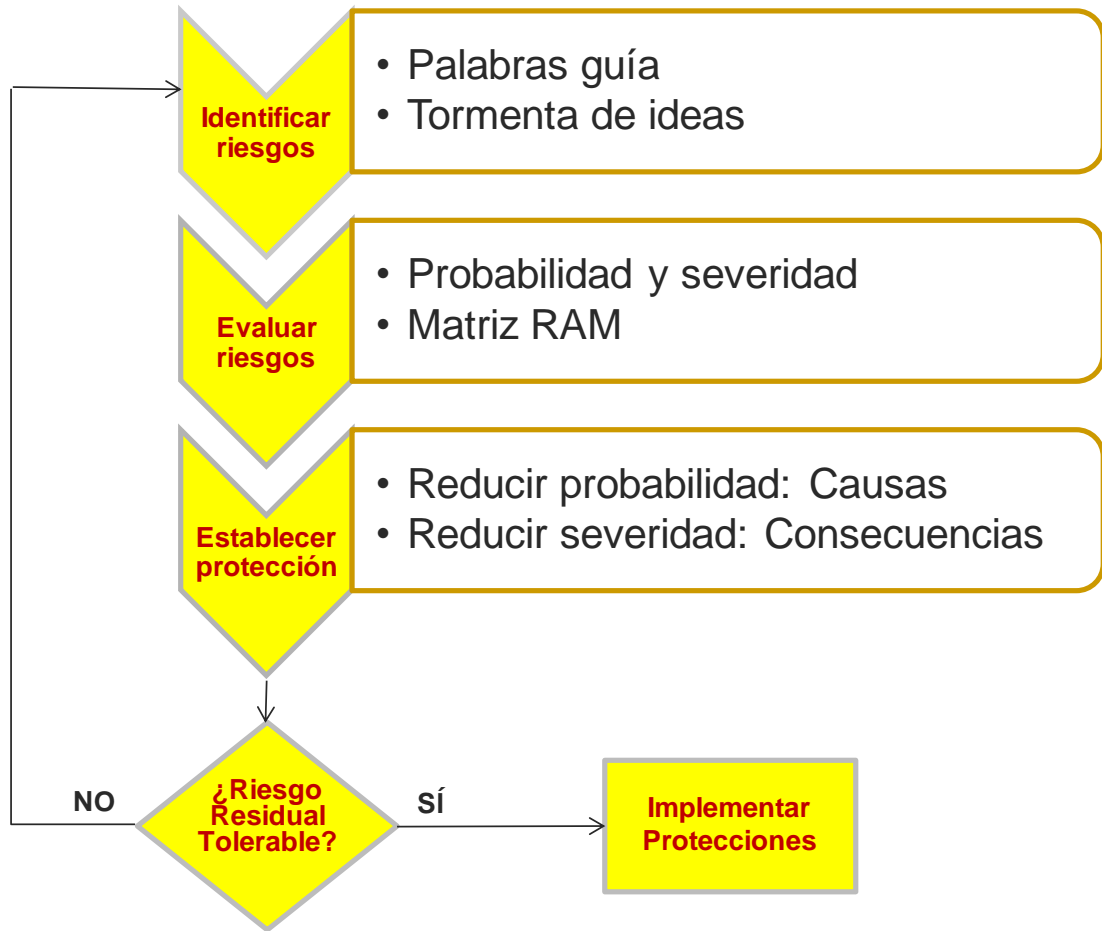
Tabla 2. Matriz de riesgo

P R O B A B I L I D A D	1	3	6	10
	4	12	24	40
	6	18	36	60
	10	30	60	100
	CONSECUENCIA			

Probabilidad	Casi Cierto (>90%) (E)	Ha ocurrido durante el último año del sistema	Moderado	Moderado	Alto	Alto	Extremo
	Probable (51-90%) (D)	Ha ocurrido en la industria en el último año y/o durante los últimos 5 años del sistema	Bajo	Moderado	Moderado	Alto	Alto
	Posible (26-50%) (C)	Ha ocurrido en la industria en los últimos 5 años y/o durante los últimos 10 años del sistema	Bajo	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado
	Improbable (6-25%) (B)	Ha ocurrido en la industria en los últimos 10 años y/o durante la vida útil del sistema	Bajo	Bajo	Bajo	Moderado	Moderado
	Raro (0-5%) (A)	Ha ocurrido en la industria en los últimos 20 años	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo
Nivel de Impacto o Consecuencia / Tipos de Impacto - Categorías			Inferior (1)	Menor (2)	Moderado (3)	Mayor (4)	Catastrófico (5)
Salud y Seguridad de las Personas			Primeros Auxilios	Tratamiento médico, trabajo restringido o reubicación	Incapacidad temporal	Incapacidad permanente / parcial	Fatalidad o invalidez
Económicos			Menor de USD 1 millón (Menor al 0.5% del ARR)	Entre USD 1 y 2.5 millones (Máximo el 1% del ARR)	Entre USD 2.5 y 8 millones (Entre el 1% y el 3% del ARR)	Entre USD 8 y 23 millones (Entre el 3 y el 8% del ARR)	>USD 23 millones (>8% del ARR)
Medio Ambiente			Inadecuado manejo de residuos sólidos o líquidos. Desviaciones al manejo ambiental	Inadecuado manejo de recursos naturales o de residuos (sólidos, líquidos gaseosos) que comprometen la afectación del ambiente	Afectación de recursos naturales (agua, suelo, aire, flora y fauna). Nivel I puntual (afecta el sitio específico donde se está realizando la actividad)	Afectación de recursos naturales (agua, suelo, aire, flora y fauna). Nivel II local (afecta varias zonas de la Compañía pero no sale de esta)	Afectación de recursos naturales (agua, suelo, aire, flora y fauna). Nivel III regional (afectación sale de las instalaciones de la Compañía)
Reputación			Afectación a nivel interno	Afectación a nivel local	Afectación a nivel regional	Afectación a nivel nacional	Afectación a nivel internacional

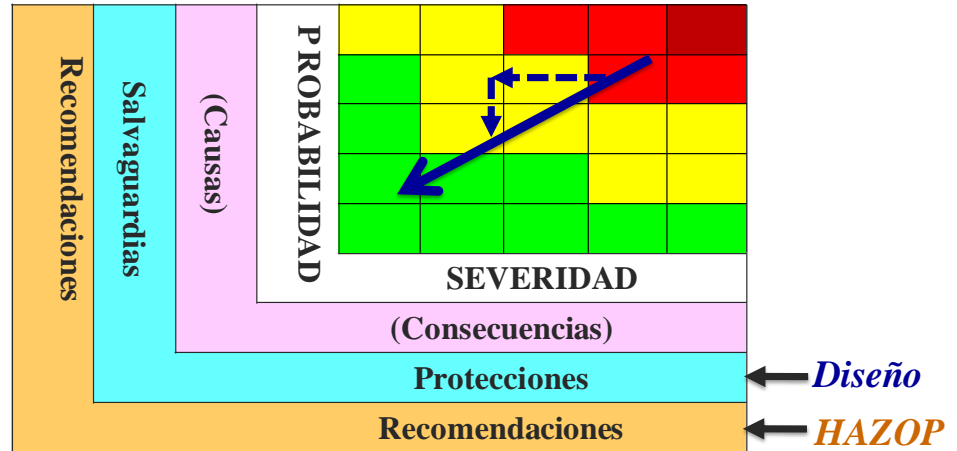
El taller se realizó siguiendo el procedimiento ilustrado en la figura 3.

Figura 3. Procedimiento Gestión de riesgos en Hazop - Proyecto nueva estación Morro.



En la figura 4 se ilustra las medidas de reducción de riesgos implementadas.

Figura 4. Medidas de reducción de riesgos.



Para el análisis de la Nueva estación El Morro, se determinaron 4 nodos de estudio como puntos clave del proceso, los cuales se listan en la tabla 3.

Tabla 3. Nodos Nueva Estación El Morro

NODO	DESCRIPCIÓN
1. Sistema de manifold de entrada y separadores	Recibir el fluido de producción y realizar la separación gas- líquido
2. Sistema de almacenamiento y despacho	Recibir la emulsión de los separadores, retirar vapor en las botas de gas, almacenar y despachar el fluido de producción hacia oleoducto o carrotanques
3. Sistema de gas	Recibo del gas de producción y envío al gasoducto. recuperación de vapor del sistema de

	almacenamiento para su envío a gasoducto
4. Sistema contraincendio	suministrar agua y espuma contraincendio a toda la estación

Para cada nodo se analizaron desviaciones con respecto a las variables de operación principales, las cuales se resumen en la tabla 4.

Tabla 4. Desviaciones nodos Nueva estación El Morro

Desviación		Nodo			
		1	2	3	4
Flujo	Alto	x	x	x	x
	Bajo	n/a	n/a	x	x
	Reverso	x	x	n/a	n/a
Presión	Alta	x	x	x	x
	Baja	x	x	x	x
Nivel	Alto	x	x	x	x
	Bajo	x	x	x	x
Temperatura	Alta	n/a	n/a	n/a	n/a
	Baja	n/a	n/a	n/a	n/a
Corrosión		x	n/a	n/a	n/a
Facilidades de mantenimiento		x	x	x	x
Fallas en servicios		x	x	n/a	x
Operabilidad		n/a	x	n/a	x
Composición		n/a	n/a	n/a	x

Durante el estudio se utilizó el software PHA-PRO 7 para el registro de las causas, consecuencias, salvaguardas existentes y recomendaciones encontradas en el análisis de las desviaciones aplicadas a cada uno de los nodos definidos.

Del análisis realizado, resultaron en total 105 recomendaciones, las cuales se muestran en el reporte del estudio (Ver anexo 1). Para el cierre adecuado de estas recomendaciones, es necesario la implementación de unas acciones de cierre, las cuales permitirán obtener un diseño más seguro, eficiente y amigable con el medio ambiente.

5. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO

De acuerdo con registros, en las facilidades de producción actuales se presentan las siguientes anomalías:

- 12 fallas al año en ductos por corrosión, lo cual ocasiona derrames de producción con afectación al medio ambiente. Esto implica realización de obras de mitigación, remediación del medio ambiente y reparación de los ductos afectados, generando incremento en los costos de operación anuales en un 20%. Adicionalmente, las pérdidas por paradas no programadas y derrames es del orden de 2400 Bls al año.
- Las emisiones continuas de gas a la tea, debido a las deficiencias en el sistema de venteo, genera pérdidas de producción de gas de 300 KPCD, equivalentes a 1600 Bls de crudo mensuales.
- Las fluctuaciones irregulares de las variables de operación provocadas por fallas continuas en la instrumentación ocasionan falla en equipos y productos fuera de especificación, afectando las entregas oportunas por retraso en operaciones de bombeo y reproceso de los productos. Estas situaciones generan un incremento en los costos de mantenimiento en un 15% y desbalance en la entrega de 500 Bls por día.

Para corregir las anomalías anteriores, se propuso realizar el diseño de las facilidades de producción, incorporando una metodología de Process safety a través de una herramienta acertada (HAZOP) que involucre muchos aspectos de valoración y mitigación de los riesgos operativos con potencial de daño tanto a las facilidades como al personal, este rubro en particular no es cuantificable, simplemente se debe reducir al máximo posible. A continuación se muestran las evaluaciones económicas del proyecto con y sin la aplicación de Process safety.

5.1. ANALISIS ECONOMICO SIN PROCESS SAFETY

Para este análisis se tuvieron en cuenta las anomalías antes descritas durante la puesta en marcha y ejecución del proyecto, básicamente se consideran todos estos aspectos para calcular el flujo de caja, asimismo se incluyen el valor de las inversiones iniciales del proyecto(capex) las cuales corresponden a suministro de equipos, construcción, montaje, imprevistos, gestión de compra(ver tabla 5). El valor del capex es incluido en el flujo de caja para el cálculo acertado del VPN y la TIR del proyecto (ver tabla 6), los cuales son los parámetros de evaluación económica del proyecto.

Tabla 5. Presupuesto de inversión Capex sin Process safety

				TRM	\$ 1.850
COSTOS DIRECTOS	SUMINISTROS				
	ELÉCTRICA				\$ 1.343.622.685
	MECÁNICA				\$ 4.578.997.086
	INSTRUMENTACIÓN				\$ 2.184.959.797
	TUBERÍA				\$ 1.715.434.761
	TOTAL SUMINISTROS				\$ 9.823.014.328
	CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE				
	CIVIL				\$ 6.498.437.317
	ELÉCTRICA				\$ 1.433.530.233
	MECÁNICA				\$ 2.228.517.847
INSTRUMENTACIÓN				\$ 251.948.925	
TUBERÍA				\$ 3.076.928.578	
SUBTOTAL CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE				\$ 13.439.362.900	
	PROCESS SAFETY(RECOMENDACIONES DE TALLERES HAZOP)				\$ 0
	TOTAL COSTOS DIRECTOS				\$ 23.312.377.228
COSTOS INDIRECTOS	TOTAL ADMINISTRACIÓN		A	16%	\$ 2.158.298.064
	IMPREVISTOS		I	6%	\$ 809.361.774
	UTILIDAD		U	7%	\$ 944.255.403
	TOTAL		AIU	29%	\$ 3.911.915.241
	GESTIÓN COMPRAS			3%	\$ 294.690.430
	TOTAL COSTOS INDIRECTOS				\$ 4.206.605.671
	IMPUESTO AL VALOR AGREGADO		IVA	16%	\$ 151.080.864
	ACTIVIDADES GENERALES				\$ 1.958.964.197
	GRAN TOTAL PRESUPUESTO COP\$				\$ 29.629.027.960
	GRAN TOTAL PRESUPUESTO KUSD\$				16.015,69

Tabla 6. Flujo de caja sin process safety

Factor de regalías		25%		WTI		83		Inc costos Oper		35%		IMPUESTOS		Tasa		10%	
Producción diferida		16,8		KBL/mes		Transp. y ajuste calidad		20						descuento			
Mes	Producción Diaria (BOPD)	Producción Mes-Perd (KBBLoil)	Producción Acumulada (KBBLoil)	Precio Crudo B	Ingresos C	Regalías 20% D	Ingreso Neto E	CAPEX (KUS\$) F	OPEX (KUS\$) G	Depreciación (KUS\$) H	ICA I	Costos Totales K	Total Profit Oil (FC) L				
1	411,40	0,00	0,00	63,00	0,00	0,00	0,00	-2.669,28	33,49		0,00	2.702,77	-2.702,77				
2	2.468,42	58,28	58,28	63,00	3.671,71	734,34	2.937,37	-2.669,28	35,83	564,87	35,59	3.305,56	-368,19				
3	2.879,82	70,79	129,08	63,00	4.460,06	892,01	3.568,05	-2.669,28	36,30	564,87	45,05	3.315,49	252,56				
4	3.291,23	83,31	212,38	63,00	5.248,42	1.049,68	4.198,73	-2.669,28	36,77	564,87	54,51	3.325,42	873,31				
5	3.702,63	95,82	308,21	63,00	6.036,77	1.207,35	4.829,41	-2.669,28	37,23	564,87	63,97	3.335,35	1.494,07				
6	4.114,04	108,34	416,54	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	-2.669,28	37,70	564,87	73,43	3.345,28	2.114,82				
7	4.114,04	108,34	524,88	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	37,70	564,87	73,43	675,99	4.784,10				
8	4.114,04	108,34	633,21	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	37,70	564,87	73,43	675,99	4.784,10				
9	4.114,04	108,34	741,55	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	37,70	564,87	73,43	675,99	4.784,10				
10	4.114,04	108,34	849,88	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	37,70	564,87	73,43	675,99	4.784,10				
11	4.114,04	108,34	958,22	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	37,70	564,87	73,43	675,99	4.784,10				
12	4.114,04	108,34	1.066,55	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	37,70	564,87	73,43	675,99	4.784,10				
13	4.114,04	108,34	1.174,89	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	40,01	564,87	73,43	678,31	4.781,79				
14	4.114,04	108,34	1.283,22	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	40,01	564,87	73,43	678,31	4.781,79				
15	4.114,04	108,34	1.391,56	63,00	6.825,12	1.365,02	5.460,10	0,00	40,01	564,87	73,43	678,31	4.781,79				
16	4.525,44	120,85	1.512,41	63,00	7.613,47	1.522,69	6.090,78	0,00	40,48	564,87	82,89	688,23	5.402,54				
17	4.936,84	133,36	1.645,77	63,00	8.401,82	1.680,36	6.721,46	0,00	40,95	564,87	92,35	698,16	6.023,30				
18	5.348,25	145,88	1.791,64	63,00	9.190,18	1.838,04	7.352,14	0,00	41,42	564,87	101,81	708,09	6.644,05				
19	5.759,65	158,39	1.950,03	63,00	9.978,53	1.995,71	7.982,82	0,00	41,88	564,87	111,27	718,02	7.264,80				
20	6.171,05	170,90	2.120,94	63,00	10.766,88	2.153,38	8.613,50	0,00	42,35	564,87	120,73	727,95	7.885,56				
21	6.582,46	183,42	2.304,35	63,00	11.555,23	2.311,05	9.244,19	0,00	42,82	564,87	130,19	737,87	8.506,31				
22	6.993,86	195,93	2.500,28	63,00	12.343,58	2.468,72	9.874,87	0,00	43,29	564,87	139,65	747,80	9.127,06				
23	7.405,26	208,44	2.708,73	63,00	13.131,94	2.626,39	10.505,55	0,00	43,76	564,87	149,11	757,73	9.747,82				
24	7.816,67	220,96	2.929,68	63,00	13.920,29	2.784,06	11.136,23	0,00	44,22	564,87	158,57	767,66	10.368,57				
25	8.228,07	233,47	3.163,15	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
26	8.228,07	233,47	3.396,62	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
27	8.228,07	233,47	3.630,10	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
28	8.228,07	233,47	3.863,57	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
29	8.228,07	233,47	4.097,04	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
30	8.228,07	233,47	4.330,51	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
31	8.228,07	233,47	4.563,98	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
32	8.228,07	233,47	4.797,45	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
33	8.228,07	233,47	5.030,92	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
34	8.228,07	233,47	5.264,39	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
35	8.228,07	233,47	5.497,86	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
36	8.228,07	233,47	5.731,33	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	47,16	564,87	168,03	780,06	10.986,85				
37	8.228,07	233,47	5.964,80	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
38	8.228,07	233,47	6.198,27	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
39	8.228,07	233,47	6.431,74	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
40	8.228,07	233,47	6.665,21	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
41	8.228,07	233,47	6.898,68	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
42	8.228,07	233,47	7.132,15	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
43	8.228,07	233,47	7.365,62	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
44	8.228,07	233,47	7.599,09	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
45	8.228,07	233,47	7.832,56	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
46	8.228,07	233,47	8.066,03	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
47	8.228,07	233,47	8.299,50	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
48	8.228,07	233,47	8.532,97	63,00	14.708,64	2.941,73	11.766,91	0,00	49,81	564,87	168,03	782,71	10.984,20				
												VNA	39.658				
												TIR	43%				

5.2. ANALISIS ECONOMICO CON PROCESS SAFETY

Mediante la lluvia de ideas de los involucrados en el taller Hazop como parte clave del process safety, se obtuvo una adecuada identificación y valoración de los riesgos operacionales, de los cuales surgieron una serie de recomendaciones para mitigación y prevención de los mismos; la atención acertada de dichas recomendaciones permitirá subsanar todas las anomalías antes planteadas.

De esta manera, el capex considera la inversión por aplicación de Process safety(Ver tabla 7), a su vez este capex alimenta el flujo de caja, el cual contempla además el valor óptimo de producción y la reducción de costos operacionales y de mantenimiento, finalmente se obtiene el VPN y la TIR del proyecto(Ver tabla 8).

Tabla 7. Presupuesto de inversión Capex con Process safety

			TRM	\$ 1.850	
COSTOS DIRECTOS	SUMINISTROS				
		ELÉCTRICA		\$ 1.343.622.685	
		MECÁNICA		\$ 4.578.997.086	
		INSTRUMENTACIÓN		\$ 2.184.959.797	
		TUBERÍA		\$ 1.715.434.761	
		TOTAL SUMINISTROS		\$ 9.823.014.328	
	CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE				
		CIVIL		\$ 6.498.437.317	
		ELÉCTRICA		\$ 1.433.530.233	
		MECÁNICA		\$ 2.228.517.847	
		INSTRUMENTACIÓN		\$ 251.948.925	
		TUBERÍA		\$ 3.076.928.578	
		SUBTOTAL CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE		\$ 13.489.362.900	
	PROCESS SAFETY(RECOMENDACIONES DE TALLERES HAZOP)				\$ 1.864.990.178
TOTAL COSTOS DIRECTOS				\$ 25.177.367.406	
COSTOS INDIRECTOS	TOTAL ADMINISTRACIÓN	A	16%	\$ 2.158.298.064	
	IMPREVISTOS	I	6%	\$ 809.361.774	
	UTILIDAD	U	7%	\$ 944.255.403	
	TOTAL	AIU	29%	\$ 3.911.915.241	
	GESTIÓN COMPRAS		3%	\$ 294.690.430	
TOTAL COSTOS INDIRECTOS				\$ 4.206.605.671	
	IMPUESTO AL VALOR AGREGADO	IVA	16%	\$ 151.080.864	
ACTIVIDADES GENERALES				\$ 1.958.964.197	
GRAN TOTAL PRESUPUESTO COP\$				\$ 31.494.018.139	
GRAN TOTAL PRESUPUESTO KUSD\$				17.023,79	

Tabla 8. Flujo de caja con process safety

Factor de regalías	25%			Precio Crudo	Ingresos	WTI 83		20		OPEX (KUS\$)	Depreciación (KUS\$)	IMPUESTOS		Tasa descuento	10%
	Mes	Producción Diaria (BOPD)	Producción Mensual (KBBLoil)			Producción Acumulada (KBBLoil)	Regalías 20%	Ingreso Neto	CAPEX (KUS\$)			CAPEX (KUS\$)	ICA		
				B	C	D	E	F	G	H	I	K	L		
1	411,40	12,51	12,51	63,00	788,35	157,67	630,68	-2.837,30	24,81			9,46	2.871,57	-2.240,89	
2	2.468,42	75,08	87,59	63,00	4.730,11	946,02	3.784,09	-2.837,30	26,54	564,87	48,29	3.476,99	307,10		
3	2.879,82	87,59	175,19	63,00	5.518,46	1.103,69	4.414,77	-2.837,30	26,89	564,87	57,75	3.486,80	927,97		
4	3.291,23	100,11	275,30	63,00	6.306,82	1.261,36	5.045,45	-2.837,30	27,23	564,87	67,21	3.496,61	1.548,85		
5	3.702,63	112,62	387,92	63,00	7.095,17	1.419,03	5.676,13	-2.837,30	27,58	564,87	76,67	3.506,41	2.169,72		
6	4.114,04	125,14	513,05	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	-2.837,30	27,93	564,87	86,13	3.516,22	2.790,60		
7	4.114,04	125,14	638,19	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	27,93	564,87	86,13	678,92	5.627,89		
8	4.114,04	125,14	763,32	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	27,93	564,87	86,13	678,92	5.627,89		
9	4.114,04	125,14	888,46	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	27,93	564,87	86,13	678,92	5.627,89		
10	4.114,04	125,14	1.013,60	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	27,93	564,87	86,13	678,92	5.627,89		
11	4.114,04	125,14	1.138,73	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	27,93	564,87	86,13	678,92	5.627,89		
12	4.114,04	125,14	1.263,87	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	27,93	564,87	86,13	678,92	5.627,89		
13	4.114,04	125,14	1.389,00	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	29,64	564,87	86,13	680,63	5.626,18		
14	4.114,04	125,14	1.514,14	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	29,64	564,87	86,13	680,63	5.626,18		
15	4.114,04	125,14	1.639,27	63,00	7.883,52	1.576,70	6.306,82	0,00	29,64	564,87	86,13	680,63	5.626,18		
16	4.525,44	137,65	1.776,92	63,00	8.671,87	1.734,37	6.937,50	0,00	29,99	564,87	95,59	690,44	6.247,06		
17	4.936,84	150,16	1.927,08	63,00	9.460,22	1.892,04	7.568,18	0,00	30,33	564,87	105,05	700,25	6.867,93		
18	5.348,25	162,68	2.089,76	63,00	10.248,58	2.049,72	8.198,86	0,00	30,68	564,87	114,51	710,05	7.488,81		
19	5.759,65	175,19	2.264,95	63,00	11.036,93	2.207,39	8.829,54	0,00	31,02	564,87	123,97	719,86	8.109,68		
20	6.171,05	187,70	2.452,65	63,00	11.825,28	2.365,06	9.460,22	0,00	31,37	564,87	133,43	729,67	8.730,56		
21	6.582,46	200,22	2.652,87	63,00	12.613,63	2.522,73	10.090,91	0,00	31,72	564,87	142,89	739,47	9.351,43		
22	6.993,86	212,73	2.865,60	63,00	13.401,98	2.680,40	10.721,59	0,00	32,06	564,87	152,35	749,28	9.972,31		
23	7.405,26	225,24	3.090,84	63,00	14.190,34	2.838,07	11.352,27	0,00	32,41	564,87	161,81	759,09	10.593,18		
24	7.816,67	237,76	3.328,60	63,00	14.978,69	2.995,74	11.982,95	0,00	32,76	564,87	171,27	768,89	11.214,06		
25	8.228,07	250,27	3.578,87	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
26	8.228,07	250,27	3.829,14	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
27	8.228,07	250,27	4.079,41	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
28	8.228,07	250,27	4.329,68	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
29	8.228,07	250,27	4.579,95	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
30	8.228,07	250,27	4.830,22	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
31	8.228,07	250,27	5.080,49	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
32	8.228,07	250,27	5.330,76	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
33	8.228,07	250,27	5.581,03	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
34	8.228,07	250,27	5.831,30	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
35	8.228,07	250,27	6.081,57	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
36	8.228,07	250,27	6.331,84	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	34,94	564,87	180,73	780,53	11.833,10		
37	8.228,07	250,27	6.582,11	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
38	8.228,07	250,27	6.832,38	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
39	8.228,07	250,27	7.082,65	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
40	8.228,07	250,27	7.332,92	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
41	8.228,07	250,27	7.583,20	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
42	8.228,07	250,27	7.833,47	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
43	8.228,07	250,27	8.083,74	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
44	8.228,07	250,27	8.334,01	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
45	8.228,07	250,27	8.584,28	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
46	8.228,07	250,27	8.834,55	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
47	8.228,07	250,27	9.084,82	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
48	8.228,07	250,27	9.335,09	63,00	15.767,04	3.153,41	12.613,63	0,00	36,90	564,87	180,73	782,49	11.831,14		
												VNA	47.829		
												TIR	63%		

6. EVALUACIÓN DE LOS DATOS OBTENIDOS

Al comparar los dos escenarios de evaluación económica de la ingeniería se aprecia que en el proyecto con la metodología process safety el VNA pasa de 39,658 a 47,829 KUS\$, equivalente a una mejora del 20,6% del valor presente neto del proyecto. En tanto que la TIR pasó de 43 a 63 % equivalente a una mejora del 20% en la tasa interna de retorno del proyecto (Ver tabla 9).

Cabe resaltar que cada proyecto presenta sus particularidades en cuanto a estimación de costos de capital y costos operacionales, por lo cual no se puede parametrizar o estandarizar estos porcentajes para los proyectos de ingeniería básica que impliquen mejoramiento o aumento de la capacidad instalada, lo que sí es obvio es que resulta más rentable aplicando cualquier herramienta de Process safety, debido a que se controlan y mitigan parte o gran parte de los riesgos operacionales que causan pérdidas de producción e incremento de costos operacionales.

Tabla 9. Análisis comparativo del proyecto

Proyecto	Ingreso Total (KUS\$)	Egreso Total (KUS\$)	Flujo de caja Total (KUS\$)	VNA (KUS\$)	TIR (%)
Sin PS	430.061,94	50.725,49	379.336,44	39.657,81	43%
Con PS	470.488,46	51.793,37	418.695,09	47.828,90	63%
Diferencia	40.426,52	1.067,87	39.358,65	8.171,09	19%
				21%	

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

- La herramienta hazop es una de las herramientas más fáciles de implementar en un proyecto de ingeniería y es a su vez una de las más efectivas para la acertada identificación y valoración de riesgos operacionales.
- La herramienta Hazop hace parte de la metodología Process Safety, la cual involucra otras herramientas tales como: Hazid, Envid, Lopa y Safop.
- Para efectos de limitación del alcance del presente trabajo, se seleccionó la herramienta Hazop de Process safety para analizar el proyecto de adecuación de la estación Morro, si se analizaran otras metodologías el trabajo sería muy extenso y el valor agregado sería prácticamente el mismo.
- Se recomienda aplicar otras herramientas de process safety además del Hazop, para el caso de contratos marcos de ingeniería que involucren aspectos claves de fauna, flora, calidad del aire, entorno, manejo de las comunidades e interacción estratégica con otros procesos o facilidades que causen gran impacto para la organización. Además cuya realización e implementación de recomendaciones y planes de acción resultantes de dichas herramientas sean viables técnica y económicamente.
- Para el proyecto objeto de este trabajo, la aplicación de Hazop redundará en un proceso más seguro y eficiente.
- El análisis económico del proyecto con y sin process safety derivado de la aplicación de la herramienta Hazop arrojó mejores indicadores (VNA y TIR) para el caso de process safety.
- Con la aplicación de sólo Hazop como parte del process safety en el proyecto, no sólo se obtiene un diseño más confiable, seguro y eficiente sino más rentable.
- Por último, es recomendable al final de cada proyecto de ingeniería, antes de emitir los documentos del dossier definitivos, realizar peer review o review design a fin de garantizar la integridad y confiabilidad de la

ingeniería. Para tal efecto se debe establecer y aplicar una lista de chequeo (Ver anexo 2) para verificar los aspectos claves de process safety. Esta lista de chequeo sería como un segundo filtro después de Hazop para evitar la exclusión de cualquier aspecto relevante no tenido en cuenta en el desarrollo de la ingeniería.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Díaz Bossio Luís Manuel: Manual para la formación de Líderes Efectivos en los Estudios de Riesgos y Operabilidad, 1995.
2. Consejo Colombiano de Seguridad – Fasecolda: Liderazgo efectivo en los estudios de Riesgo y Operabilidad
3. Estudios de Riesgo y Operabilidad en Plantas y estaciones Petroleras.
4. Artículos complementarios de Process Safety tomados de Internet
5. Technical safety Norsok standard S-001
6. API RP 75 Recommended Practice for development of a Safety and environmental management program for Outer Continental Shelf (OCS) operations and facilities
7. Estándares Internacionales SIL
 - IEC 61511 Functional Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector Parts 1-3.
 - ANSI/ISA-84.00.01-2004 Part 1 (IEC 61511-1 Mod) – Functional Safety Instrumented systems for the process Industry Sector – Part 1: Framework, Definitions, System, Hardware and Software Requirements. Approved 2 September 2004.
 - ANSI/ISA-84.00.01-2004 Part 2 (IEC 61511-2 Mod) – Functional Safety Instrumented systems for the process Industry Sector – Part 2: Guidelines for the Application of ANSI/ISA - 84.00.01-2004 Part 1- (IEC 61511-1 Mod)
 - ANSI/ISA-84.00.01-2004 Part 3 (IEC 61511-3 Mod) – Functional Safety Instrumented systems for the process Industry Sector – Part 2: Guidance for the Determination of the Required Safety Integrity Levels – Informative. Approved 2 September 2004.
 - ANSI/ISA-84.00.02-2002 Part 1 – 5. Safety Instrumented Functions (SIF) – Safety Integrity Level (SIL). Evaluation Techniques.
8. Guideline for HAZOP studies
9. Normatividad ambiental colombiana: Regulaciones, decretos, normas

10. BRAVO MENDOZA, Oscar. "Modulo Ingeniería Económica". Instructor Especialización en Gerencia de Hidrocarburos.
11. BRAVO MENDOZA, Oscar: "Gestión Integral de Riesgos". Tomo I. Bogotá, Junio de 2005.
12. SOLANO RUIZ, Arnaldo Helí. "Modulo Evaluación de Proyectos". Instructor Especialización en Gerencia de Hidrocarburos. Bucaramanga Octubre de 2006.
13. INFANTE V, Arturo. "Evaluación financiera de proyectos".
14. COLMENARES VARGAS, Kelly Margarita. "Análisis de riesgo e incertidumbre aplicado a la evaluación económica de proyectos de inyección de vapor". Tesis de Grado, UIS, 2008.
15. VAN HORNE, James C. "Administración financiera". Decima Edición. Prentice Hall.

ANEXOS

ANEXO 1- REPORTE DEL ESTUDIO HAZOP

Hojas de desarrollo del HAZOP

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 1. High Pressure

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. BLOQUEO DE LA VALVULA DE ENTRADA AL SEPARADOR GENERAL	1. PARADA DE PRODUCCION 2. SE PUEDE GENERAR UNA PRESION MAYOR A LA DEL RATING DE LA TUBERIA 3. POSIBLE RUPTURA E INCENDIO 4. CONTAMINACIÓN	3	B	L	1. PSV-019	1. IMPLMENTAR UN SISTEMA DE COMUNICACION DE LAS SEÑALES DE ALARMA DESDE LA ESTACION EL MORRO HACIA LA ESTACION DE RECIBO.
					2. LOS MOTORES DE LAS BOMBAS DE LOS POZOS SE APAGAN AUTOMATICAMENTE POR ALTA CORRIENTE (PARA UNA PRESIÓN DE DESCARGA DE 400 PSIG)	
					3. LOS MANIFOLD DE ENTRADA SON RATING 300#	
					4. LA VALVULA DE ENTRADA AL SEPARADOR GENERAL ES LO	
					5. ALARMAS DE ALTA PRESIÓN DE LOS COLECTORES DE ENTRADA Y DEL SEPARADOR GENERAL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	
2. BLOQUEO EN LA SALIDA DE GAS DEL SEPARADOR GENERAL	1. SE PUEDE GENERAR UNA PRESION MAYOR A LA DEL RATING DEL EQUIPO 2. POSIBLE RUPTURA E INCENDIO 3. CONTAMINACIÓN	3	B	L	1. LA VALVULA DE SALIDA DE GAS DEL SEPARADOR GENERAL ES CSO	1. IMPLMENTAR UN SISTEMA DE COMUNICACION DE LAS SEÑALES DE ALARMA DESDE LA ESTACION EL MORRO HACIA LA ESTACION DE RECIBO.
					2. ALARMAS DE ALTA PRESIÓN ASOCIADAS AL PIT-002 EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	2. IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE CONTROL DE PRESIÓN PARA EL SEPARADOR GENERAL INDEPENDIENTE DEL SISTEMA DE CONTROL DEL SCRUBBER DE GAS
					3. LA PSV-001 DIMENSIONADA PARA EL MANEJO DEL FLUJO TOTAL DE GAS DE 7 MMSCFD	3. INCLUIR UNA VALVULA DE SEGURIDAD DE RESPALDO EN EL SEPARADOR GENERAL
3. BLOQUEO EN SALIDA DE GAS DE SEPARADORES DE PRUEBA	1. SE PUEDE GENERAR UNA PRESION MAYOR A LA DEL RATING DE LA TUBERIA 2. POSIBLE RUPTURA E INCENDIO 3. CONTAMINACIÓN	2	B	N	1. ALARMAS DE ALTA PRESIÓN EN CADA SEPARADOR EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	121. NINGUNA
					2. LAS PSV DE CADA SEPARADOR DIMENSIONADAS PARA EL MANEJO DE UN TERCIO DEL FLUJO TOTAL DE GAS DE LA ESTACION	
4. ALTA PRESION ESTATICA DE ALGUNOS	1. SE PUEDE GENERAR UNA PRESION MAYOR A LA DEL	2	D	L	1. NINGUNA	4. IDENTIFICAR LOS POZOS QUE GENERAN ALTA PRESION ESTATICA

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 1. High Pressure

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
POZOS QUE SE ENCUENTRAN APROXIMADAMENTE A 400M SOBRE EL NIVEL DE REFERENCIA DE LA ESTACION	RATING DE LA TUBERIA 2. POSIBLE RUPTURA E INCENDIO 3. CONTAMINACIÓN 4. INHIBICION DE LA PRODUCCIÓN DE ALGUNOS POZOS					5. IMPLEMENTAR SISTEMAS CONTROL DE PRESION DE ENTREGA AL MANIFOLD PARA LOS POZOS QUE GENERAN ALTA PRESION ESTATICA 6. VERIFICAR EL RATING DE TUBERIA PARA LOS POZOS QUE GENERAN ALTA PRESION ESTATICA CONSIDERANDO QUE LA PRESION DE SHUT-OFF DE LAS BOMBAS DE POZO ES APROXIMADAMENTE 500 PSIG
5. BLOQUEO DE LA VALVULA DE AISLAMIENTO DEL COLECTOR EXTERNO	1. PARADA DE PRODUCCION 2. SE PUEDE GENERAR UNA PRESION MAYOR A LA DEL RATING DE LA TUBERIA 3. POSIBLE RUPTURA E INCENDIO 4. CONTAMINACIÓN	2	C	L	1. LOS MOTORES DE LAS BOMBAS DE LOS POZOS SE APAGAN AUTOMATICAMENTE POR ALTA CORRIENTE (PARA UNA PRESIÓN DE DESCARGA DE 400 PSIG) 2. LOS MANIFOLD DE ENTRADA SON RATING 300#	7. IMPLEMENTAR UN SISTEMA LO EN LA VALVULA DE AISLAMIENTO DEL COLECTOR EXTERNO
6. OPERACION DE LIMPIEZA DEL GASODUCTO (LA PRESION DE OPERACION EN ESTE CASO ES DE 120 PSIG)	1. PRESION DE OPERACION MAYOR A LA PRESION DE DISEÑO DE LOS SEPARADORES 2. POSIBILIDAD DE RUPTURA, DERRAME, CONTAMINACIÓN E INCENDIO	3	D	M	1. NINGUNA	26. AUMENTAR LA PRESION DE DISEÑO DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA Y DEL SCRUBBER DE GAS A 150 PSIG @ 100F 27. AUMENTAR LA PRESION DE DISEÑO DEL SEPARADOR GENERAL A 240 PSIG @ 100F. 28. ESTABLECER UN PROCEDIMIENTO PARA LA LIMPIEZA DEL GASODUCTO CON RASPADORES 29. REVISAR SI ES POSIBLE USAR VALVULAS DE SEGURIDAD CONVENCIONALES PARA LOS SEPARADORES DE PRUEBA Y GENERAL DE ACUERDO CON LAS RECOMENDACIONES 27 Y 28 32. INCLUIR VALVULAS DE AISLAMIENTO Y UN BY-PASS PARA MANTENIMIENTO DEL SCRUBBER DE GAS. ESTE BY-PASS DEBE ESTAR UBICADO AGUAS ARRIBA DE LAS TOMAS DE GAS DE PURGA Y PILOTO.

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 2. Low Pressure

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. FALLA DEL LAZO DE CONTROL DE PRESION DEL SCRUBBER DE GAS ABRIENDO LA PV-024B (SE CIERRA LA PSV-024A)	1. ALTO NIVEL EN EL SEPARADOR GENERAL Y LOS SEPARADORES DE PRUEBA CUANDO ESTAN SOPORTANDO LA PRODUCCION 2. TAPONAMIENTO DEL DEMISTER 3. ENVIO DE LA PRODUCCIÓN TOTAL DE LÍQUIDO A LA TEA, POSIBILIDAD DE DERRAME E INCENDIO.	3	D	M	1. ALARMAS DE ALTO NIVEL EN EL SEPARADOR GENERAL ASOCIADAS A LOS LIT-001 Y LIT-002 CON SEÑAL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	8. IMPLEMENTAR UN CUADRO DE CONTROL EN LA VALVULA DE CONTROL DE PRESION DEL SCRUBBER DE GAS QUE CONDUCE AL GASODUCTO
					2. ALARMAS DE ALTO NIVEL EN LOS SEPARADORES DE PRUEBA CON SEÑAL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	9. EVALUAR LA POSIBILIDAD DE AUMENTAR EL TAMAÑO DE LA VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DEL SCRUBBER DE GAS PARA EVITAR SU TAPONAMIENTO
					3. ALARMAS DE BAJA PRESIÓN EN EL SEPARADOR GENERAL ASOCIADAS AL PIT-002 CON SEÑAL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	10. ACTUALIZAR EL PROCEDIMIENTO DE LIMPIEZA DEL SCRUBBER DE GAS Y DEL GASODUCTO PARA LOS CASOS DE PASO DE LÍQUIDO A ESTE SISTEMA
					4. OPERACIONALMENTE SE ACEPTA QUE EN CASO DE ALTO NIVEL DEL SEPARADOR GENERAL Y DEL SCRUBBER DE GAS, EL LÍQUIDO PASE AL KO DRUM DE TEA Y DE ALLÍ A LA TEA. SE CONSIDERA INACEPTABLE CORTAR LA CARGA A LA ESTACION	73. IMPLEMENTAR UNA CONFIGURACION DE ENCENDIDO AUTOMATICO DE LA BOMBA DE RESPALDO DEL KO DRUM DE TEA EN CASO DE ALTO ALTO NIVEL (EN CASO DE QUE LA BOMBA PRINCIPAL NO SE ENCIENDA O NO TENGA CAPACIDAD SUFICIENTE PARA EVACUAR EL LIQUIDO). REVISAR LA HIDRAULICA DE LAS LINEAS DE SUCCION Y DESCARGA DE ESTAS BOMBAS PARA SU OPERACION SIMULTANEA.
2. FALLA DEL LAZO DE CONTROL DE PRESION DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA	1. ALTO NIVEL EN EL SEPARADOR DE PRUEBA. 2. TAPONAMIENTO DEL DEMISTER 3. ENVIO DE LA PRODUCCIÓN TOTAL DE LÍQUIDO AL SCRUBBER DE GAS	1	B	N	1. ALARMAS DE ALTO NIVEL EN LOS SEPARADORES DE PRUEBA CON SEÑAL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO.	121. NINGUNA
					2. EL LAZO DE CONTROL DEL SCRUBBER PASARÍA A CONTROLAR LA PRESIÓN DEL SEPARADOR DE PRUEBA	
3. DISPARO DE LAS PSV DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA O DEL SEPARADOR GENERAL POR FALLA DE LAS VALVULAS	1. VER NODO 1.2.1	3	D	M	1. VER NODO 1.2.1	11. ESTABLECER RUTINAS DE MANTENIMIENTO DE LAS VALVULAS DE SEGURIDAD
4. FUGAS EN EL SISTEMA	1. CONTAMINACION 2. PERDIDA DE PRODUCCION 3. POSIBILIDAD DE INCENDIO	3	C	M	1. ALARMAS DE BAJA PRESIÓN EN COLECTORES DE PRODUCCION Y DE PRUEBA.	12. ESTABLECER RUTINAS DE AISLAMIENTO POSITIVO DE FACILIDADES FUERA DE SERVICIO

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 3. Low Level

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. FALLA DEL LAZO DE CONTROL DEL SEPARADOR GENERAL (FALLA DE LA VALVULA EN LA ULTIMA POSICION)	1. POSIBLE PASO DE GAS HACIA EL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO (SIN CONSECUENCIAS EN EL NODO)				1. NINGUNA	121. NINGUNA
2. FALLA DEL LAZO DE CONTROL DEL SEPARADOR GENERAL	1. POSIBLE PASO DE GAS HACIA EL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO (SIN CONSECUENCIAS EN EL NODO)				1. NINGUNA	121. NINGUNA
3. FALLA DE ALINEACION DE VALVULAS DE DRENAJE O BY-PASS DE VALVULAS DE CONTROL DE NIVEL	1. POSIBLE PASO DE GAS HACIA EL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO (SIN CONSECUENCIAS EN EL NODO) 2. RECARGA DEL SEPARADOR API (SIN CONSECUENCIAS EN EL NODO)				1. NINGUNA	121. NINGUNA

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 7. High flow

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. DISTRIBUCION NO UNIFORME EN SEPARADORES DE PRUEBA OPERANDO COMO PRODUCCION	1. RECARGA DE UNO O VARIOS SEPARADORES DE PRUEBA SUPERANDO LOS PARAMETROS DE DISEÑO CON ARRASTRE DE LIQUIDO EN EL GAS	1	C	N	1. SE CUENTA CON UN SCRUBBER DE GAS 2. TODOS LOS SEPARADORES TIENEN DEMISTER	17. INCLUIR NOTA EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0033-3/3 INDICANDO QUE SE DEBE HACER ARREGLO SIMETRICO DE TUBERIA DE ENTRADA A LOS SEPARADORES DE PRUEBA PARA OBTENER UNA DISTRIBUCION UNIFORME DE FLUJO.
2. AUMENTO REPENTINO DE LA PRODUCCION	1. ALTO NIVEL EN EL SEPARADOR GENERAL Y LOS SEPARADORES DE PRUEBA CUANDO ESTAN SOPORTANDO LA PRODUCCION 2. TAPONAMIENTO DEL DEMISTER 3. ENVIO DE LA PRODUCCION TOTAL DE LÍQUIDO A LA TEA. POSIBILIDAD DE DERRAME E INCENDIO.	2	B	N	1. LOS SEPARADORES DE PRUEBA Y GENERAL ESTÁN DIMENSIONADOS CONSIDERANDO UN 120% DE LA PRODUCCIÓN	121. NINGUNA

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 8. High Level

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. BLOQUEO EN LA SALIDA DE LIQUIDO DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA O EL SEPARADOR GENERAL (FALLA DEL LAZO DE CONTROL)	1. VER BAJA PRESION					
2. TAPONAMIENTO EN LAS LINEAS DE SALIDA DE LIQUIDO DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA Y GENERAL	1. ALTO NIVEL EN EL SEPARADOR GENERAL Y LOS SEPARADORES DE PRUEBA 2. TAPONAMIENTO DEL DEMISTER 3. ENVIO DE LA PRODUCCIÓN TOTAL DE LÍQUIDO AL SCRUBBER DE GAS Y AL KO DRUM DE TEA	3	D	M	1. ALARMAS DE ALTO NIVEL EN EL SEPARADOR GENERAL ASOCIADAS A LOS LIT-001 Y LIT-002 CON SEÑAL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	13. REUBICAR LA SALIDA DE LIQUIDO DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA Y GENERAL PARA QUE SALGAN DE MANERA LATERAL EVITANDO SU TAPONAMIENTO Y REDIMENSIONAR LOS SEPARADORES SEGUN CORRESPONDA
					2. ALARMAS DE ALTO NIVEL EN LOS SEPARADORES DE PRUEBA CON SEÑAL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	14. CONECTAR LOS DRENAJES DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA Y GENERAL EN LA PARTE INFERIOR DE CADA EQUIPO
3. MAYOR FLUJO DE GAS EN ALGUN POZO QUE DESPLAZA EL LIQUIDO ACUMULADO EN LOS COLECTORES (SLUG)	1. LLEGADA DE SLUGS QUE CAUSAN ALTO NIVEL EN EL SEPARADOR GENERAL Y LOS SEPARADORES DE PRUEBA CUANDO ESTAN SOPORTANDO LA PRODUCCION 2. TAPONAMIENTO DEL DEMISTER 3. ENVIO DE LA PRODUCCIÓN TOTAL DE LÍQUIDO A LA TEA, POSIBILIDAD DE DERRAME E INCENDIO.	2	E	M	1. SEPARADORES DIMENSIONADOS PARA UN TIEMPO DE RESIDENCIA DE 2 MINUTOS	15. ESTIMAR EL TAMAÑO MAXIMO DE SLUG ESPERADO EN LA ESTACIÓN Y SU TIEMPO DE ENTRADA A LA ESTACION
						16. DIMENSIONAR LOS SEPARADORES CON LA CAPACIDAD SUFICIENTE PARA RECIBIR EL MAXIMO SLUG

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 9. Corrosion

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. FLUIDO MULTIFASICO CON AGUA	1. POSIBILIDAD DE PITTING, PERDIDA DE ESPESOR Y RUPTURA	2	C	L	1. PUNTOS DE INYECCION DE QUIMICOS EN LOS COLECTORES DE ENTRADA Y EN LA ENTRADA DE LOS TANQUES DE	18. EVALUAR LA INCLUSION DE PORTACUPONES DE CORROSION RETRACTILES

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 9. Corrosion

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
					ALMACENAMIENTO	19. REVISAR LA CONVENIENCIA DE LOS PUNTOS DE INYECCION DE QUIMICOS EN LA ENTRADA DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO 20. ESTABLECER UN PROGRAMA DE MONITOREO Y CONTROL DE LA CORROSION 21. ESTABLECER UNA RUTINA DE INSPECCION DE ESPESORES DE TUBERIA E INTEGRIDAD DE LINEAS EN LA ESTACION

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 10. Maintenance Hazards

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. SEPARADORES DE PRUEBA Y GENERAL					1. VALVULAS DE BLOQUEO EN ENTRADAS Y SALIDAS DEL SEPARADOR CON FIGURAS EN OCHO EN LAS LINEAS PRINCIPALES Y CIEGO SIMPLE EN LA LINEA DE LA PSV.	22. INCLUIR UNA NOTA EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0033-3/3 QUE INDIQUE QUE LAS VALVULAS DE ENTRADA A LOS SEPARADORES DEBEN QUEDAR LO MAS CERCA POSIBLE DE ESTOS
					2. MAN-HOLE DE 18 IN EN EL CUERPO DEL SEPARADOR	23. INCLUIR DRENAJE EN LA LINEA DE ENTRADA A LOS SEPARADORES
						24. INCLUIR NOTA EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0023/24/25/26 PARA QUE LAS FIGURAS EN OCHO DE SALIDA DE GAS DE LOS SEPARADORES SE UBICQUEN EN UN LUGAR DE FACIL ACCESO.
						25. ASEGURAR QUE EN LA ESPECIFICACION DE LOS SEPARADORES SE INCLUYAN MANWAYS PARA EL MANTENIMIENTO DEL EQUIPO
					52. INCLUIR CIEGOS EN LAS LINEAS DE DRENAJE DE LOS SEPARADORES Y DEL SCRUBBER DE GAS Y REMOVER EL ARREGLO DE VALVULA DE CHEQUE Y GLOBO.	

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 10. Maintenance Hazards

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
						54. CAMBIAR LAS VALVULAS DE BOLA PARA BLOQUEO DE LINEAS DE LIQUIDO POR VALVULAS DE COMPUERTA 55. CAMBIAR LA VALVULA DE GLOBO DEL CUADRO DE CONTROL DE NIVEL DEL SCRUBBER DE GAS POR COMPUERTA
2. PSV DE SEPARADORES DE PRUEBA					1. VALVULAS DE BLOQUEO LO AGUAS ARRIBA Y ABAJO DE CADA PSV 2. VALVULAS DE DESPRESURIZACION	31. ELIMINAR LAS VALVULAS DE BLOQUEO AGUAS ARRIBA DE LAS VALVULAS PSV DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA PARA ASEGURAR QUE LOS EQUIPOS ESTEN FUERA DE SERVICIO DURANTE EL MANTENIMIENTO DE LAS PSV
3. PSV DE COLECTORES					1. VALVULAS DE BLOQUEO LO AGUAS ARRIBA Y ABAJO DE CADA PSV	32. INCLUIR UNA VALVULA DE SEGURIDAD DE RESPALDO EN EL COLECTOR PRINCIPAL
4. VALVULAS DE CONTROL					1. VALVULAS DE BLOQUEO AGUAS ARRIBA Y ABAJO DE CADA VALVULA DE CONTROL, BY-PASS OPERATIVO PARA EL SEPARADOR GENERAL. 2. EN LOS SEPARADORES DE PRUEBA SE REQUIERE SUSPENDER LAS PRUEBAS PARA REALIZAR MANTENIMIENTO DE LAS VALVULAS DE CONTROL DE PRESION	121. NINGUNA

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 11. FALLA DE SERVICIOS

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 11. FALLA DE SERVICIOS

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. FALLA ELECTRICA EN LA ESTACIÓN SIN PARADA DE LOS POZOS DE PRODUCCION	1. PARADA DEL SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS 2. PARADA DE TODAS LAS BOMBAS DE LA ESTACIÓN 3. PARADA DEL SISTEMA DE RECUPERACION DE VAPOR 4. PARADA DE LAS BOMBAS DEL KO DRUM DE TEA 5. ALTO NIVEL EN LOS SEPARADORES DE PRUEBA Y EN EL SCRUBBER DE GAS CON ENVIO DE LIQUIDO HACIA LA TEA CON POSIBILIDAD DE DERRAME E INCENDIO 5. RELEVO CONTINUO DE VAPOR EN EL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO (PESO MOLECULAR: 32)	4	D	H	1. NINGUNA	30. INCLUIR UN GENERADOR DE RESPALDO CON ENCENDIDO AUTOMATICO PARA DAR ENERGIA A LOS COMPRESORES DE AIRE, LAS UNIDADES DE RECUPERACIÓN DE VAPOR Y LAS BOMBAS DEL KO DRUM DE TEA Y A LA BOMBA JOCKEY
2. FALLA DE AIRE DE INSTRUMENTOS	1. VER FALLA ELECTRICA, NODO 1.11.1					

Node: 1. SISTEMA DE MANIFOLD DE ENTRADA Y SEPARADORES

Deviation: 12. FLUJO EN REVERSA

Type: Vessel;

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. RUPTURA DE LINEA A LA SALIDA DE UN SEPARADOR	1. ESCAPE DE LA TOTALIDAD DEL GAS DE PRODUCCIÓN POR PASO DEL GAS DE LOS SEPARADORES HACIA EL PUNTO DE RUPTURA	2	B	N	1. VALVULAS DE CHEQUE EN LA SALIDA DE GAS DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA, GENERAL Y EL SCRUBBER DE GAS	53. REMOVER LAS VALVULAS DE CHEQUE EN LA SALIDA DE GAS DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA, GENERAL Y EL SCRUBBER DE GAS DADO QUE LA CONTINGENCIA DE RUPTURA DE LINEA NO SE CONSIDERA FRECUENTE

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 1. High Pressure

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. PASO DE GAS AL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO POR FALLA EN LAZOS DE CONTROL DE NIVEL DE SEPARADORES (FALLA EN ULTIMA POSICION DE VALVULA DE CONTROL DEL SEPARADOR GENERAL) O BY-PASS DE VALVULAS DE CONTROL ABIERTO	1. POSIBILIDAD DE RUPTURA DEL TANQUE, CONTAMINACION CON POSIBILIDAD DE INCENDIO	3	C	M	1. VALVULAS DE PRESION DEL TANQUE PVV-001 DIMENSIONADA PARA EL FLUJO DE ENTRADA TOTAL DE LÍQUIDO AL TANQUE, CONSIDERANDO EL FLUJO PROVENIENTE DE TODAS LAS BOMBAS	33. INCLUIR EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0023/24/25/26 UN COMANDO DE CIERRE DE LAS VALVULAS DE CONTROL DE NIVEL CON SEÑAL DE MUY BAJO NIVEL DEL MEDIDOR DE NIVEL DE RESPALDO
					2. BOTAS DE GAS M-TK-24-0-004A/B	34. ASEGURAR QUE LAS PSV-007 Y 008 TENGAN CAPACIDAD PARA EVACUAR 6 MMSCFD CADA UNA
					3. LAS VALVULAS DE CONTROL DE LOS SEPARADORES DE PRUEBA SON FALLA CERRADA	
2. CIERRE PARCIAL O TOTAL DE VALVULAS DE DESCARGA DE BOMBAS DE DESPACHO AL OLEODUCTO, TAPONAMIENTO DEL FILTRO DE DESCARGA	1. POSIBILIDAD DE RUPTURA DE LINEAS, CONTAMINACION E INCENDIO	3	B	L	1. SWITCHES DE ALTA PRESION EN LA DESCARGA DE CADA BOMBA CON COMANDO DE PARADA DE LA BOMBA	35. IMPLEMENTAR COMANDOS REMOTOS DE PARADA DE LAS BOMBAS DESDE LA ESTACION DE RECIBO
					2. ALARMAS DE ALTA PRESIÓN ASOCIADAS AL PIT-064 EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	36. CORREGIR EL TIPO DE VALVULAS DE SEGURIDAD EN LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DE DESPACHO A OLEODUCTO EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0028. SON DE TIPO CONVENCIONAL, NO PILOTADA.
					3. VALVULAS DE SEGURIDAD PSV-014 Y PSV-015 CON DESCARGA HACIA LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO	37. IMPLEMENTAR INDICADORES DE POSICION EN LAS VALVULAS MANUALES DE DESCARGA AL OLEODUCTO Y A CARROTANQUES
3. FLUJO EN REVERSA A TRAVES DE LAS VALVULAS DE DESCARGA DE LAS BOMBAS DE DESCARGA A CARROTANQUES	1. PRESION MAYOR A LA PRESION DE DISEÑO EN LA LINEA DE DESCARGA DE LAS BOMBAS DE DESPACHO A CARROTANQUES	2	E	M	1. VALVULA DE CHEQUE EN LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DE DESPACHO A CARROTANQUES	40. INCLUIR UNA FIGURA EN OCHO AGUAS ABAJO DE LA VALVULA DE BOLA DESPUES DEL CHEQUE QUE DE LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DE CARGUE A CARROTANQUES CONDUCE AL MEDIDOR DE CRUDO
4. CIERRE PARCIAL O TOTAL DE VALVULAS DE DESCARGA DE BOMBAS DE DESPACHO	1. PRESION MAYOR A LA PRESION DE DISEÑO EN LA LINEA DE DESCARGA DE LAS BOMBAS DE DESPACHO A CARROTANQUES	2	B	N	1. SWITCHES DE ALTA PRESION EN LA DESCARGA DE CADA BOMBA CON COMANDO DE PARADA DE LA BOMBA	41. EVALUAR SI ES POSIBLE ELEVAREL SET PRESSURE DE LAS VALVULAS PSV-026 Y PSV-027 PARA REEMPLAZAR LAS PSV PILOTADAS POR DE TIPO FUELLE

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 1. High Pressure

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
A CARROATANQUES, TAPONAMIENTO DEL FILTRO DE DESCARGA	2. POSIBILIDAD DE RUPTURA DE TUBERÍA				2. VALVULAS DE SEGURIDAD PSV-026 Y PSV-027 CON DESCARGA HACIA LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO	42. EVALUAR CON LOS PROVEEDORES DE LAS BOMBAS DE DESPACHO A CARROATANQUES LA POSIBILIDAD DE CONECTAR LA DESCARGA DE LAS PSV Y LA LINEA DE ARRANQUE DIRECTAMENTE A LA SUCCION DE LA BOMBA`
5. ENCENDIDO SIMULTANEO DE LAS DOS BOMBAS DE DESPACHO AL OLEODUCTO	1. PRESIÓN DE DESCARGA DE BOMBAS SUPERIOR A LA PRESION DE DISEÑO PARA RATING 300# 2. RUPTURA DE LINEA, CONTAMINACION E INCENDIO	3	B	L	1. SWITCHES DE ALTA PRESION EN LA DESCARGA DE CADA BOMBA CON COMANDO DE PARADA DE LA BOMBA	43. INCLUIR UN INTERLOCK PARA EVITAR EL ENCENDIDO SIMULTANEO DE LAS BOMBAS DE DESCARGA AL OLEODUCTO.
					2. ALARMAS DE ALTA PRESIÓN ASOCIADAS AL PIT-064 EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	
					3. VALVULAS DE SEGURIDAD PSV-014 Y PSV-015 CON DESCARGA HACIA LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO	

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 2. Low Pressure

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. RETIRO SIMULTANEO DE LIQUIDO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO CON LAS BOMBAS DE DESPACHO A OLEODUCTO Y CARROATANQUES	1. BAJA PRESION EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO CON POSIBILIDAD DE COLAPSO DEL TANQUE 2. POSIBILIDAD DE PARADA DE LAS UNIDADES DE RECUPERACIÓN DE VAPOR POR BAJA PRESIÓN	4	B	M	1. VALVULAS DE VACIO PVV-001 Y PVV-002 EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DIMENSIONADAS PARA OPERACION SIMULTANEA DE LAS CUATRO BOMBAS DE DESCARGA	44. EVALUAR COMO AFECTA LA COMPOSICION DEL GAS DE ENTREGA A LA PLANTA COMPRESORA EL INGRESO DE AIRE A LA CORRIENTE DE GAS.
					2. LOS TANQUES SE ENCUENTRAN UBICADOS DENTRO DE DIQUES	45. DETERMINAR SI ES ACEPTABLE LA COMPOSICION DEL GAS DE ENTREGA AL GASODUCTO CONSIDERANDO EL MAXIMO INGRESO DE AIRE A LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO, DE LO CONTRARIO SERIA NECESARIO CONSIDERAR UN SISTEMA DE GAS DE BLANKETING PARA LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO.
					3. LA INSTRUMENTACION ASOCIADA AL TANQUE CUMPLE CON LOS REQUERIMIENTOS DE CLASIFICACION DE AREAS	
2. CIERRE PARCIAL O TOTAL DE VALVULAS EN LA SUCCION O TAPONAMIENTO DE	1. POSIBILIDAD DE CAVITACION Y DAÑO DE LAS BOMBAS	2	B	N	1. SWITCHES DE BAJA PRESION EN LA SUCCION DE CADA BOMBA CON COMANDO DE PARADA DE LA BOMBA	57. REMOVER EL FILTRO AGUAS ARRIBA DEL MEDIDOR DE DESPACHO DEBIDO A QUE ES UN MEDIDOR DE TIPO ULTRASONICO

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 2. Low Pressure

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
FILTROS DE SUCCIÓN DE LAS BOMBAS DE DESPACHO A OLEODUCTO Y/O CARROTANQUES					2. INDICADORES DE CAIDA DE PRESION EN LOS FILTROS DE SUCCION PARA EFECTUAR MANTENIMIENTO	69. ESTABLECER RUTINAS DE MANTENIMIENTO DE FILTROS DE TODA LA ESTACION

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 3. High Level

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	
		S	L	RR			
1. ERROR HUMANO EN ALINEACION OPORTUNA DE TANQUES	1. REBOSE DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO, DERRAME Y CONTAMINACION	2	C	L	1. LOS TANQUES SE ENCUENTRAN EN DIQUES	46. UBICAR LA VALVULA DE AISLAMIENTO DE LA LINEA DE REBOSE DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO PARA FACIL ACCESO DEL OPERADOR PARA MANTENIMIENTO	
					2. SE CUENTA CON UNA LINEA DE COMUNICACION ENTRE TANQUES POR VASOS COMUNICANTES EN LA PARTE SUPERIOR DE LOS TANQUES QUE EVITA EL DERRAME DE HIDROCARBURO AL DIQUE		47. VERIFICAR CON HSE ECOPETROL SI ES ACEPTABLE LA CONEXION POR REBOSE SUPERIOR DE LIQUIDO Y ENTRADA DE VAPOR A LA VRU ENTRE TANQUES DE ALMACENAMIENTO.
					3. SE CUENTA CON DOS TRANSMISORES DE NIVEL EN CADA TANQUE QUE FUNCIONAN CON TECNOLOGIAS DIFERENTES Y CON ALARMA POR ALTO NIVEL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO		
					4. LA VALVULA DE AISLAMIENTO DE LA LINEA DE REBOSE ES LO		
2. DAÑO EN UNA DE LAS DOS BOMBAS DE DESPACHO AL OLEODUCTO	1. IMPOSIBILIDAD DE EVACUACION DE LIQUIDO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO 2. REBOSE DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO, DERRAME Y CONTAMINACION	2	B	N	1. SE CUENTA CON BOMBAS DE RESPALDO HACIA EL OLEODUCTO	48. ESTABLECER RUTINAS DE MANTENIMIENTO DE LAS BOMBAS DE DESPACHO AL OLEODUCTO Y A CARROTANQUES	
					2. CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE APROXIMADAMENTE 3 DIAS		
					3. SE CUENTA CON UN SISTEMA DE CARGA A CARROTANQUES		

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 3. High Level

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
3. CIERRE EN LA VALVULA DE SALIDA DE LIQUIDO DE LAS BOTAS DE GAS	1. REBOSE DE LAS BOTAS DE GAS Y PASO DE LIQUIDO HACIA LAS UNIDADES RECUPERADORA DE VAPOR	2	B	N	1. LAS VALVULAS DE SALIDA DE LIQUIDO DE LAS BOTAS DE GAS SON LO	49. REMOVER LOS INDICADORES DE NIVEL DE LAS BOTAS DE GAS LIT-028 Y LIT-025 50. REMOVER LAS VALVULAS DE CHEQUE EN LA ENTRADA DE LAS BOTAS DE GAS.

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 4. Low Level

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. DRENAJE DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO ABIERTO	1. SOBRECARGA DEL SEPARADOR API CON POSIBILIDAD DE CONTAMINACION AMBIENTAL 2. VACIADO DE LA TOTALIDAD DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO	2	C	L	1. SE CUENTA CON DOS TRANSMISORES DE NIVEL EN CADA TANQUE QUE FUNCIONAN CON TECNOLOGIAS DIFERENTES Y CON ALARMA POR BAJO NIVEL EN EL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	51. INCLUIR UN CIEGO EN LA LINEA DE DRENAJE DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y EVALUAR LA POSIBILIDAD DE REMOVER UNA DE LAS DOS VALVULAS DE COMPUERTA
2. DRENAJE DE BOTAS DE GAS ABIERTO	1. SOBRECARGA DEL SEPARADOR API CON POSIBILIDAD DE CONTAMINACION AMBIENTAL 2. VACIADO DE LA TOTALIDAD DE LAS BOTAS DE GAS	2	C	L	1. NINGUNA	56. INCLUIR UN CIEGO EN LA LINEA DE DRENAJE DE LAS BOTAS DE GAS

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 5. OPERABILIDAD

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 5. OPERABILIDAD

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. USO DE CARGADERO A CARROTANQUES DIARIAMENTE POR TRABAJOS DE POZOS	1. DEMORAS EN EL PROCEDIMIENTO DE CARGUE POR VOLTEO DE LA FIGURA EN OCHO EN LA LINEA A CARGADERO					39. INSTALAR UN BY-PASS DESDE LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DE CARGUE A CARROTANQUE AGUAS ARRIBA DEL CAMBIO DE CLASE DE TUBERÍA HASTA AGUAS ABAJO DE LA VALVULA DE AISLAMIENTO QUE TIENE LA FIGURA EN OCHO EN LA ENTRADA A CARROTANQUES. INCLUIR UNA FIGURA EN OCHO AGUAS ABAJO DE LA VALVULA DE BOLA DESPUES DEL CHEQUE.

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 8. FLUJO REVERSO

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. FLUJO EN REVERSA DESDE LA DESCARGA DE UNA BOMBA EN OPERACION A UNA FUERA DE OPERACION	1. ALTA PRESION EN LINEAS FUERA DE SERVICIO	1	B	N	1. VALVULAS DE CHEQUE EN LA DESCARGA DE CADA BOMBA	121. NINGUNA

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 11. OTRO

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. CARGA ESTATICA DEBIDA A ENTRADA DE LIQUIDO A LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO POR UNA CONEXIÓN ELEVADA	1. POSIBILIDAD DE CHISPA, INCENDIO, DERRAME, CONTAMINACION	3	C	M	1. NINGUNA	58. INCLUIR UNA NOTA EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0027 QUE INDIQUE LA INCLUSION DE UNA BAJANTE PARA EL LIQUIDO DE ENTRADA EN LA PARTE SUPERIOR DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Node: 2. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO

Deviation: 12. MANTENIMIENTO

Type: Tank; Positive Displacement Pump

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. BOTAS DE GAS Y TANQUES DE ALMACENAMIENTO					1. VALVULAS DE AISLAMIENTO EN ENTRADA Y SALIDA DE BOTAS Y TANQUES	59. ASEGURAR QUE EN LA ESPECIFICACION MECANICA DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y SEPARADORES SE SOLICITEN LAS RUTINAS DE MANTENIMIENTO
					2. MANHOLE EN BOTAS Y TANQUES	
					3. PUERTA DE LIMPIEZA EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO	
2. BOMBAS DE DESPACHO A OLEODUCTO Y CARROTANQUES					1. VALVULAS DE AISLAMIENTO EN SUCCION Y DESCARGA DE CADA BOMBA CON FIGURAS EN OCHO PARA AISLAMIENTO. FACILIDAD DE DRENAJE.	60. INCLUIR UNA NOTA EN LOS P&ID SOM-ON-01-09-0028 Y 29 QUE INDIQUE QUE TANTO LA SUCCIÓN COMO LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DEBEN TENER SPOOLS PARA FACIL REMOCION DEL CONJUNTO BOMBA- MOTOR.
					2. BOMBA EN SPARE	61. ASEGURAR EL ACCESO VEHICULAR PARA EL MANTENIMIENTO DEL CONJUNTO MOTOR- BOMBA PARA LAS BOMBAS DE DESPACHO A OLEODUCTO Y CARROTANQUES Y LAS FACILIDADES PARA IZAJE EN LA CASETA DE BOMBEO
						62. ASEGURAR QUE EN LA ESPECIFICACION MECANICA DE LAS BOMBAS SE SOLICITEN LAS RUTINAS DE MANTENIMIENTO

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 1. High Pressure

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. BLOQUEO PARCIAL O TOTAL EN SALIDA HACIA EL GASODUCTO O PARADA DE LA PLANTA COMPRESORA	1. PERDIDA DE PRODUCCION 2. POSIBILIDAD DE RUPTURA POR ALTA PRESION DE LINEAS Y DEL SCRUBBER 3. ESCAPE DE VAPOR CON POSIBILIDAD DE EXPLOSION	3	B	L	1. VALVULA DE SEGURIDAD EN EL SCRUBBER DE GAS	121. NINGUNA
					2. VALVULA DE DESCARGA DE GAS AL SISTEMA DE TEA EN CASO DE ALTA PRESION EN EL SCRUBBER DE GAS	
2. BLOQUEO PARCIAL O TOTAL DE VALVULAS EN LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DEL KO	1. POSIBILIDAD DE RUPTURA DE LA LINEA DE DESCARGA DE LAS BOMBAS DEL KO DRUM DE TEA, CONTAMINACION	2	B	N	1. LAS BOMBAS DEL KO DRUM SON DE PALETAS Y NO PUEDEN GENERAR UNA PRESION DE DESCARGA SUPERIOR A 150 PSIG	121. NINGUNA

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 1. High Pressure

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
DRUM					2. LA ENTRADA A LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO CUENTA CON VALVULAS CSO	
3. BLOQUEO DE LA DESCARGA DE LAS UNIDADES RECUPERADORAS DE VAPOR	1. POSIBILIDAD DE RUPTURA DE LINEAS, CONTAMINACION Y EXPLOSION	3	D	M	1. NINGUNA	64. ASEGURAR QUE EN LA ESPECIFICACION DE LAS UNIDADES DE RECUPERACION DE VAPOR SE INCLUYA PROTECCION POR SOBREPRESION.
						65. REALIZAR UN ESTUDIO HAZOP PARA LAS UNIDADES DE RECUPERACION DE VAPOR UNA VEZ SE CONOZCA EN DETALLE LA CONFIGURACION DEL PAQUETE A INSTALAR

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 2. Low Pressure

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. FALLA EN EL LAZO DE CONTROL DE PRESION DEL SCRUBBER DEJANDO ABIERTA LA DESCARGA HACIA LA TEA	1. PERDIDA DE PRODUCCION 2. CONTAMINACION 3. VER ALTO NIVEL DEL NODO 1	3	C	M	1. EL SISTEMA DE TEA ESTA DIMENSIONADA PARA MANEJAR LA TOTALIDAD DE GAS DE LA ESTACION	66. CONFIGURAR UNA ALARMA POR ALTO FLUJO ASOCIADA AL MEDIDOR FE-027
					2. CUADRO DE CONTROL DE LA PV-024B PARA MANTENIMIENTO DE LA VALVULA DE CONTROL	67. ESTABLECER RUTINAS DE MANTENIMIENTO DE LAS VALVULAS DE CONTROL PARA GARANTIZAR SU OPERABILIDAD
2. BLOQUEO PARCIAL DE VALVULAS O ENSUCIAMIENTO DEL FILTRO EN LA SUCCION DE LAS BOMBAS DEL KO DRUM	1. POSIBILIDAD DE CAVITACION Y DAÑO DE LAS BOMBAS	1	B	N	1. BOMBA EN SPARE	68. INCLUIR NOTA EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0030 INDICANDO LA ELEVACION REQUERIDA DESDE EL EJE DE SUCCION DE LAS BOMBAS HASTA EL MINIMO NIVEL DE LIQUIDO EN EL KO DRUM
					2. INDICADOR DE PRESION DIFERENCIAL EN LOS FILTROS DE SUCCION DE LAS BOMBAS	69. ESTABLECER RUTINAS DE MANTENIMIENTO DE FILTROS DE TODA LA ESTACION
3. VACIADO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO	1. BAJA PRESION DE SUCCION PARA LAS UNIDADES RECUPERADORAS DE VAPOR CON POSIBILIDAD DE DAÑO DE ESTOS EQUIPOS	2	E	M	1. NINGUNA	70. ASEGURAR QUE EN LA ESPECIFICACION DE LAS UNIDADES DE RECUPERACION DE VAPOR SE INCLUYA PROTECCION POR BAJA PRESION EN LA SUCCION

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 2. Low Pressure

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
4. RUPTURA DEL GASODUCTO	1. SIN CONSECUENCIAS EN EL NODO					71. IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE MONITOREO DE LA PRESION DE ENTREGA AL GASODUCTO

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 3. High Level

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. TAPONAMIENTO DE LA VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DEL SCRUBBER DE GAS (TAMAÑO 1/2 IN)	1. POSIBILIDAD DE ENVIO DE LIQUIDO HACIA LA TEA POR LAS LINEAS DE PURGA Y PILOTO POSIBILIDAD DE INCENDIO DEL AREA CIRCUNDANTE A LA TEA 2. POSIBILIDAD DE ENVIO DE LIQUIDO AL GASODUCTO	3	C	M	1. ALARMAS DE ALTO NIVEL EN EL SCRUBBER DE GAS CON SEÑAL AL CUARTO DE CONTROL DE LA ESTACION EL MORRO	9. EVALUAR LA POSIBILIDAD DE AUMENTAR EL TAMAÑO DE LA VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DEL SCRUBBER DE GAS PARA EVITAR SU TAPONAMIENTO
2. FALLA DE AIRE	1. VER NODO 1.11 2. ENVIO DE LIQUIDO HACIA LA TEA POR LAS LINEAS DE PURGA Y PILOTO POSIBILIDAD DE INCENDIO DEL AREA CIRCUNDANTE A LA TEA	3	C	M	1. NINGUNA	30. INCLUIR UN GENERADOR DE RESPALDO CON ENCENDIDO AUTOMATICO PARA DAR ENERGIA A LOS COMPRESORES DE AIRE, LAS UNIDADES DE RECUPERACION DE VAPOR Y LAS BOMBAS DEL KO DRUM DE TEA Y A LA BOMBA JOCKEY
						72. ASEGURAR QUE EL AREA DE LA TEA ESTE LIBRE DE VEGETACION Y/O ELEMENTOS INFLAMABLES Y QUE TENGA UNA BASE DE CONCRETO
3. FALLA EN DEMANDA DE UNA BOMBA DEL KO DRUM	1. PASO DE CRUDO HACIA LA TEA, DERRAME, CONTAMINACION E INCENDIO	4	C	M	1. BOMBA EN SPARE	73. IMPLEMENTAR UNA CONFIGURACION DE ENCENDIDO AUTOMATICO DE LA BOMBA DE RESPALDO DEL KO DRUM DE TEA EN CASO DE ALTO ALTO NIVEL (EN CASO DE QUE LA BOMBA PRINCIPAL NO SE ENCIENDA O NO TENGA CAPACIDAD SUFICIENTE PARA EVACUAR EL LIQUIDO). REVISAR LA HIDRAULICA DE LAS LINEAS DE SUCCION Y DESCARGA DE ESTAS BOMBAS PARA SU OPERACION SIMULTANEA.

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 3. High Level

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
						74. INCLUIR NOTA EN EL P&ID SOM-ON-01-09-10-0030 QUE INDIQUE LA NECESIDAD DE ARREGLOS SIMETRICOS DE TUBERIA EN SUCCION Y DESCARGA DE LAS BOMBAS DEL KO DRUM

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 4. Low Level

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. BY-PASS DE LA VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DEL SCRUBBER ABIERTO	1. POSIBLE BLOW-BY HACIA LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO. SIN CONSECUENCIAS EN EL NODO.					75. ASEGURAR QUE LAS PSV DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO TENGAN CAPACIDAD PARA MANEJAR EL FLUJO MAXIMO DE GAS QUE PUEDE PASAR A TRAVES DE LA VALVULA DE BY-PASS DE LA VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DEL SCRUBBER DE GAS.
2. DRENAJE DEL KO DRUM DE TEA ABIERTO	1. CONTAMINACION, FUGA DE GAS CON POSIBILIDAD DE EXPLOSION EN EL AREA DEL SEPARADOR API	3	B	L	1. CIEGO EN LA LINEA DE DRENAJE	76. REMOVER LA VALVULA DE CHEQUE EN LA LINEA DE DRENAJE DEL KO DRUM E INSTALAR UN CIEGO SIMPLE, NO UNA FIGURA EN OCHO. 77. AUMENTAR EL DIAMETRO DE LA LINEA DE DRENAJE DEL KO DRUM DE TEA A 3 IN PARA EVITAR TAPONAMIENTO.
3. FALLA EN EL LAZO DE CONTROL NO GENERA COMANDO DE PARADA DE LAS BOMBAS POR BAJO NIVEL	1. POSIBILIDAD DE CAVITACION Y DAÑO DE LAS BOMBAS	2	D	L	1. ALARMA POR BAJO NIVEL EN EL KO DRUM DE TEA.	78. INCLUIR UN SWITCH DE PARADA AUTOMATICA DE LAS BOMBAS DEL KO DRUM POR BAJA PRESION DE SUCCION

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 7. ALTO FLUJO

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. FLUJO EN REVERSA DESDE EL GASODUCTO HACIA EL SISTEMA DE TEA	1. FLUJO DE OPERACION DE LA TEA SUPERIOR AL FLUJO DE DISEÑO, ALTA RADIACION CON POSIBILIDAD DE LESIONES	3	C	M	1. NINGUNA	63. EVALUAR LA INCLUSION DE UN CHEQUE O UN SISTEMA DE CIERRE DE LA VALVULA DE DESCARGA DE GAS AL GASODUCTO (PV-024A) EN CASO DE ALTO FLUJO HACIA LA TEA PARA EVITAR FLUJO EN REVERSA DESDE EL GASODUCTO 8. IMPLEMENTAR UN CUADRO DE CONTROL EN LA VALVULA DE CONTROL DE PRESION DEL SCRUBBER DE GAS QUE CONDUCE AL GASODUCTO

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 8. BAJO FLUJO

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. TAPONAMIENTO DEL ORIFICIO DE RESTRICCIÓN DEL GAS DE PURGA	1. POSIBILIDAD DE RETROLLAMA A TRAVES DE LA LINEA A TEA CON POSIBILIDAD DE EXPLOSION EN EL KO DRUM. POSTERIOR PARADA DE LA PLANTA, PERDIDA ECONOMICA	4	B	M	1. NINGUNA	79. INCLUIR VALVULAS DE AISLAMIENTO PARA MANTENIMIENTO DE LA PLATINA DE ORIFICIO DE GAS DE PURGA 80. INCLUIR TOMA ALTERNA DE GAS DE PURGA DESDE EL GASODUCTO DE LA ESTACION PEROLES CON UNA PLATINA DE ORIFICIO Y VALVULAS DE AISLAMIENTO DE LA MISMA. 81. INCLUIR TOMA ALTERNA DE GAS DE PILOTO DESDE EL GASODUCTO DE LA ESTACION PEROLES

Node: 3. SISTEMA DE GAS

Deviation: 9. MANTENIMIENTO

Type: Vessel; Positive Displacement Pump; Knock-Out Drum; TEA; VRU

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. SCRUBBER DE GAS						82. INCLUIR VALVULAS DE AISLAMIENTO Y UN BY-PASS PARA MANTENIMIENTO DEL SCRUBBER DE GAS. ESTE BY-PASS DEBE ESTAR UBICADO AGUAS ARRIBA DE LAS TOMAS DE GAS DE PURGA Y PILOTO.
						83. INCLUIR CONEXION DEL GAS PROVENIENTE DE LA ESTACION PEROLES AGUAS ABAJO DE LA VALVULA DE CONTROL DE PRESION DEL SCRUBBER DE GAS PV-024A
2. UNIDADES RECUPERADORAS DE VAPOR						84. INCLUIR EN LOS P&ID SOM-ON-01-09-10-0034A/B FACILIDADES DE AISLAMIENTO DE LAS UNIDADES DE RECUPERACION DE VAPOR
						85. INCLUIR VALVULAS DE CHEQUE EN LA DESCARGA DE LAS UNIDADES DE RECUPERACION DE VAPOR
3. SISTEMA DE TEA						86. INCLUIR BRIDAS EN LAS LINEAS DE LLEGADA DE LIQUIDO DE LAS PSV AL CABEZAL DE ALIVIO PARA FACILITAR EL MANTENIMIENTO DE ESTAS LINEAS EN CASO DE CORROSION.
4. BOMBAS DEL KO DRUM DE TEA					1. VALVULAS DE AISLAMIENTO CON DRENAJES EN LA SUCCION	87. INCLUIR CIEGOS EN SUCCION Y DESCARGA Y DRENAJE EN LA DESCARGA Y DRENAJE EN LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DEL KO DRUM

Node: 4. SISTEMA CONTRAINCENDIO

Deviation: 1. Contaminants

Type: Centrifugal Pump; Tank

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. LA FUENTE DE AGUA AL SISTEMA CONTRAINCENDIO ES AGUA LLUVIA-	1. PRESENCIA DE HIDROCARBURO QUE PUEDE INHIBIR LA FORMACION DE ESPUMA	3	C	M	1. SE CUENTA CON UN SEPARADOR API, UN SISTEMA DE DESNATADOR EN LA PISCINA No. 1 Y FILTROS DE MALLA ESLABONADA EN LA DESCARGA DE AGUA	88. VERIFICAR QUE LOS EQUIPOS AGUAS ARRIBA DE LA PISCINA No. 2 GARANTICEN LA CALIDAD DEL AGUA PARA SER USADA EN EL SISTEMA CONTRAINCENDIO.

Node: 4. SISTEMA CONTRAINCENDIO

Deviation: 1. Contaminants

Type: Centrifugal Pump; Tank

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
ACEITOSA					DE LA PISCINA No. 1	89. DEFINIR CON PROVEEDORES LA CALIDAD REQUERIDA DEL AGUA PARA SU USO EN EL SISTEMA CONTRAINCENDIO TENIENDO EN CUENTA QUE EL AGUA PUEDE TENER ALGO DE ACEITE

Node: 4. SISTEMA CONTRAINCENDIO

Deviation: 2. ALTO FLUJO

Type: Centrifugal Pump; Tank

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. ENCENDIDO SIMULTANEO DE LAS BOMBAS CONTRAINCENDIO POR BAJA PRESION EN EL SISTEMA	1. POSIBLE CAVITACION DE LAS BOMBAS DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO, DAÑO DE EQUIPOS	3	C	M	1. NINGUNA	92. GARANTIZAR QUE EL CABEZAL DE SUCCIÓN DE LAS BOMBAS CONTRAINCENDIO ESTE DIMENSIONADO PARA EL FUNCIONAMIENTO DE LAS DOS BOMBAS SIMULTANEAMENTE AL 150% DEL CAUDAL NOMINAL DE CADA UNA 93. INCLUIR UNA NOTA EN EL PI&D 001 2-4 QUE INDIQUE QUE EL ARREGLO DE TUBERIA DE SUCCION DE LAS BOMBAS DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO SEA SIMETRICO

Node: 4. SISTEMA CONTRAINCENDIO

Deviation: 3. BAJO FLUJO

Type: Centrifugal Pump; Tank

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. CIERRE PARCIAL O TOTAL EN VALVULAS DE SUCCION O DESCARGA DE BOMBAS	1. NO SE TIENE UN RECOBRO ADECUADO DEL AGUA PARA EL SISTEMA CONTRAINCENDIO	3	C	M	1. NINGUNA	90. INCLUIR EN EL PI&D SOM-ON-01-09-BD-44-001-1/4 NOTAS CSO EN LAS VALVULAS DE SUCCION DE LAS BOMBAS DE LLENADO DEL TANQUE CONTRAINCENDIO

Node: 4. SISTEMA CONTRAINCENDIO

Deviation: 3. BAJO FLUJO

Type: Centrifugal Pump; Tank

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
DE LLENADO DEL TANQUE CONTRAINCENDIO						91. INCLUIR EN LOS PI&D SOM-ON-01-09-BD-44-001-1/4, 2/4, 3/4 Y 4/4 LOS TAGS DE LAS VALVULAS DE ACUERDO CON EL PIPING CLASS
2. TAPONAMIENTO DE FILTROS DE SUCCION DE BOMBAS DE LLENADO DEL TANQUE CONTRAINCENDIO	1. NO SE TIENE UN RECOBRO ADECUADO DEL AGUA PARA EL SISTEMA CONTRAINCENDIO	3	C	M	1. NINGUNA	69. ESTABLECER RUTINAS DE MANTENIMIENTO DE FILTROS DE TODA LA ESTACION
3. OBSTRUCCION EN LAS BOQUILLAS DE LA RED CONTRAINCENDIO	1. IMPOSIBILIDAD DE CONTROL DE INCENDIO 2. DISMINUCION DEL SUMINISTRO DE AGUA CONTRAINCENDIO 3. PERDIDAS ECONOMICAS	3	B	L	1. FILTROS EN LA SUCCION DE LAS BOMBAS DE LLENADO DEL TANQUE CONTRAINCENDIO	94. INCLUIR EN EL P&ID SOM-ON-01-09-BD-44-001-2/4 UNA NOTA INDICANDO LA INCLUSION DE UNA MALLA O TAMIZ EN EL CUELLO DE GANZO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA CONTRAINCENDIO PARA EVITAR EL INGRESO DE INSECTOS/ AVES AL TANQUE
						95. INCLUIR EN LA FILOSOFIA DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO LA NECESIDAD DE REALIZAR FLUSHING PERIODICAMENTE A LA RED CONTRAINCENDIO
						96. INCLUIR DRENAJES EN LAS LINEAS DE LA RED CONTRAINCENDIO EN EL P&ID SOM-ON-01-09-BD-44-001-3/4
4. RUPTURA DE LINEAS DE LA RED CONTRAINCENDIO POR DESPRENDIMIENTO Y CAIDA DEL TECHO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE PROCESO PRINCIPAL	1. IMPOSIBILIDAD DE CONTROL DE INCENDIO 2. DISMINUCION DEL SUMINISTRO DE AGUA CONTRAINCENDIO 3. PERDIDAS ECONOMICAS	3	B	L	1. LAS LINEAS DE LA RED CONTRAINCENDIO SON ENTERRADAS EN EL DIQUE	97. REMOVER LAS VALVULAS DEL ANILLO CONTRAINCENDIO QUE NO SEAN NECESARIAS. SE DEBE CONTAR CON FACILIDADES PARA AISLAR EL 50% DEL ANILLO SOLAMENTE.
					2. SE CUENTA CON VALVULAS DE SECCIONAMIENTO DE LA RED CONTRAINCENDIO	98. ELIMINAR LA LINEA 4"-FW-032-C1-F2-NI DEL P&ID SOM-ON-01-09-BD-44-001-3/4 PORQUE NO SE CONSIDERA NECESARIA. ADEMAS SU MANTENIMIENTO IMPLICA LA RUPTURA DEL SUELO DEL DIQUE
5. BAJO INVENTARIO EN EL BLADDER TANK (BAJO FLUJO DE ESPUMA)	1. IMPOSIBILIDAD DE CONTROL DE INCENDIO 2. DISMINUCION DEL SUMINISTRO DE ESPUMA CONTRAINCENDIO 3. PERDIDAS ECONOMICAS	3	B	L	1. EL BLADDER TANK TIENE CAPACIDAD SUFICIENTE PARA ATENDER EL EVENTO CRITICO MAS UNA RESERVA PARA PRUEBAS.	99. ASEGURAR QUE LA ESPECIFICACION DEL SISTEMA PROPORCIONADOR DE ESPUMA CONTRAINCENDIO INCLUYA UNA MIRILLA DE NIVEL EN EL BLADDER TANK.
6. FALLA EN DEMANDA DE VALVULAS DE DILUVIO	1. PERDIDA DE CAPACIDAD DE RESPUESTA CONTRA INCENDIOS	3	B	L	1. SWITCHES DE ALTA PRESION EN LA DESCARGA DE LAS VALVULAS DE DILUVIO (ESTO INDICA LA APERTURA DE LAS VALVULAS DE DILUVIO)	100. INCLUIR EL TIPICO DE SEÑALES QUE PUEDEN ACCIONAR LAS VALVULAS DE DILUVIO EN LOS P&ID SOM-ON-01-09-BD-44-001-3/4 Y SOM-ON-01-09-BD-44-001-4/4

Node: 4. SISTEMA CONTRAINCENDIO

Deviation: 3. BAJO FLUJO

Type: Centrifugal Pump; Tank

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
					2. FACILIDADES REMOTAS Y LOCALES PARA APERTURA DE VALVULAS DE DILUVIO	<p>101. INCLUIR DETECTORES DE GAS EN EL AREA DE SEPARADORES Y DE LAS UNIDADES DE RECUPERACION DE VAPOR TENIENDO EN CUENTA QUE EL VAPOR ES MAS PESADO QUE EL AIRE</p> <p>102. VERIFICAR SI LOS SWITCHES DE ALTA PRESION / FLUJO EN LA DESCARGA DE LAS VALVULAS DE DILUVIO SON ADECUADOS PARA SU USO EN EL SISTEMA CONTRAINCENDIO, SI ES ASI INCLUIR SEÑALES DE ALTA PRESION EN EL CUARTO DE CONTROL DE LAS ESTACIONES EL MORRO Y DE RECIBO.</p> <p>103. CAMBIAR EL DIAMETRO DE LA TUBERIA DEL ANILLO CONTRAINCENDIO DE 4 IN A 6 IN</p> <p>104. RELOCALIZAR LAS VALVULAS DE DILUVIO. DEBEN UBICARSE CERCA DE LA CASETA DE LAS BOMBAS CONTRAINCENDIO</p>

Node: 4. SISTEMA CONTRAINCENDIO

Deviation: 4. High Pressure

Type: Centrifugal Pump; Tank

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. BLOQUEO PARCIAL O TOTAL DE VALVULAS EN LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO Y/O DE LAS BOMBAS DE LLENADO DEL TANQUE CONTRAINCENDIO	1. IMPOSIBILIDAD DE CONTROL DE INCENDIO 2. DISMINUCION DEL SUMINISTRO DE AGUA CONTRAINCENDIO 3. PERDIDAS ECONOMICAS 4. POSIBILIDAD DE RUPTURA DE LINEA	3	B	L	1. LA ESPECIFICACION DE LAS BOMBAS DE LLENADO DEL TANQUE CONTRAINCENDIO SE INDICA QUE DEBEN INCLUIR UN SISTEMA DE PARADA AUTOMATICA POR ALTA TEMPERATURA	105. ASEGURAR QUE EN LA ESPECIFICACION DE LAS BOMBAS DEL SISTEMA CONTRAINCENDIOSE INDIQUE QUE DEBEN SER LISTADAS UL Y/O APROBADAS FM PARA USO CONTRAINCENDIO Y ADEMAS DEBEN INCLUIR VALVULAS DE ALIVIO DE CIRCULACION

**ANEXO 2: LISTA DE CHEQUEO PROCESS SAFETY PROYECTOS DE
INGENIERÍA**

I- AMBIENTE	CHEQUEO		VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES – PARAMETROS A UTILIZAR
	SI	NO		
Los equipos e instrumentos cumplen con los niveles de ruido permisibles?				85 db@1 mt
Se cuenta con un manejo de recolección, conducción y tratamiento de aguas negras y aceitosas?				Recomendaciones del Plan de Manejo Ambiental, Decreto 1594 de 1984
Se contempla la disposición de escombros, basuras y desechos de construcción en general?				Recomendaciones del Plan de Manejo Ambiental, Resolución N° 0619/97 del Ministerio del Medio Ambiente
Los venteos y drenajes se llevan a un lugar seguro?				De acuerdo con las interconexiones de líneas plasmadas en los P&IDs del proyecto.
Las emisiones desde las teas cumplen con los parámetros exigidos por la ley?				Decretos 02 de 1982 y 948 de 1995
Se seleccionaron los equipos e instrumentos de acuerdo a los requerimientos ambientales y de clasificación de áreas?				Requerimientos NEMA / IEC / API 500
Los instrumentos no contienen materiales peligrosos al medio ambiente?				Se descartan tecnologías nucleares, que usan mercurio y otros materiales tóxicos
Se verificó si los diseños requieren aislamiento térmico?				De acuerdo con la especificación emitida para el proyecto, la cual contempla tipo de aislamiento (material), rangos de temperatura y espesor de aislamiento a utilizar
Se incluyó una instalación del sistema de fuego y gas para monitorear condiciones inseguras?				Diseño de acuerdo con requerimientos NFPA
Se prevé la instalación de dispositivos sonoros y visuales asociados al sistema de fuego y gas?				Diseño de acuerdo con requerimientos NFPA
Tanques API 650 almacenamiento de hidrocarburos: Se prevé los sistemas de contención en caso de derrames, según norma NFPA 30?				Volumen de Contención equivalente por lo menos al 110% del tanque de mayor volumen ubicado dentro del recinto. Altura máxima de dique 2.0m
Tanques API 650 almacenamiento de hidrocarburos: Se prevé distanciamiento entre equipos de acuerdo a GP 4410				
El contenido de sulfuro en Fuel gas del proyecto cumple los parámetros indicados en el EPR?				El contenido base de sulfuro no debe exceder 0.005% o 50ppm de combustible de gas y 0.5% o 5000ppm de combustible a gasolina utilizado en tierra firme.

Se considera minimizar el número de válvulas a instalar y las conexiones bridadas?				
El diseño de la tea considera 98% de eficiencia de destrucción de partículas y son libres de humo?				
Se incluye medidor de combustible para todas las operaciones o equipos clasificados con 10MW térmico o más, que realizan la combustión de hidrocarburos combustibles?				
Se incluye contador de energía eléctrica para todos los tableros de distribución eléctrica de alto voltaje (>3.3kV), y los drives eléctricos individuales clasificados en 5MW eléctrico o mayor				
II- SEGURIDAD	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
Se prevé un sistema de manejo de alarmas y un sistema de parada de emergencia?				Diseño de acuerdo con IEC 61511 / ISA 84.00.01
Se incluyo diseño de despliegues gráficos entendibles para los operadores o usuarios finales?				
Se incluyó la realización de estudios de seguridad (HAZOP, SIL, LOPA) de acuerdo a los requerimientos de las normas ETP de BP y las normas IEC 61511, 29 CFR 1910.119 y 40 CFR 68.				Realización de estudios LOPA de acuerdo con requerimientos bp

Se cumplen con los criterios de detalles típicos de barandas y escaleras según Standard de PDE?				Cumplir con: altura mínima de baranda, separación máxima entre postes, localización platina guardapiés y separación vertical entre pasamanos. Se solicitan de acuerdo a OSHA
Se incluyeron guarda cuerpos en escaleras verticales de más de 2.50 m de altura?				
Se prevé el ancho adecuado para circulación peatonal para andenes y plataformas?				Mínimo 0.80m libres para circulación.
Se contempla la instalación de puertas antipánico en edificaciones?				Es obligatorio el cumplimiento de este requerimiento. El único valor permisible es SI
Se prevé las plataformas adecuadas para leer los instrumentos en el lomo de vessels horizontales?				

Para tanques API 650:i) Se prevé barandas perimetrales en el techo?,ii) escotilla de medición localizada cerca de salida de escalera?,iii) switches de alto nivel en el cuerpo del tanque están localizados cerca de la escalera?				
Se prevé las guardas para los acoples en las bombas centrifugas y equipo rotativo en general?				
Se previó iluminación mínima tanto en las áreas exteriores como interiores?				
Se tuvo en cuenta la altura de los detectores de humo y gas?				
Se revisaron en el cuarto eléctrico, las distancias de seguridad entre los tableros y entre estos y las paredes?				
Se prevén tableros eléctricos en general con las respectivas chapas con cerrojos para evitar aperturas de tableros de personal no autorizado?				
Se prevén tableros eléctricos en general con luces de indicación de que el tablero, gaveta o celda se encuentra energizado?				
Se tienen duchas de seguridad y duchas lavaojos, provistas estratégicamente e identificadas, considerando los productos químicos manejados o posible derramamiento o riesgo por quemaduras?				

III – ERGONOMIA/SALUD	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
En lo posible los instrumentos están al alcance del operador o personal de mantenimiento?				
Se cuenta con ventilación para las áreas cerradas?				
La altura de la lucerna cumple con la norma API?				
Válvulas de corte ubicadas para fácil alcance?				Válvulas con actuador manual vertical = alturas entre 1300mm y 1150mm preferiblemente desde nivel de piso / plataforma a la parte superior del actuador. Válvulas con actuador manual horizontal = alturas entre 1300mm y 1075mm preferiblemente desde nivel de piso / plataforma al centro del actuador. La mínima altura para ambas opciones desde el nivel de piso / plataforma puede ser de 610mm.
Se prevén tableros de distribución de alumbrado, tomacorrientes y switches, instalados al alcance del operador o personal de mantenimiento?				
Se prevén tableros debidamente identificados con material no reflectivo y del tamaño apropiado de acuerdo con las recomendaciones de las normas IEC o NEMA para fabricación de tableros?				
IV – LAYOUT	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
Se ha separado la planta en sectores con riesgos similares? Se han separado las operaciones individuales o peligros dentro de cada sector?(Unidades de Proceso, tanques de almacenamiento, servicios, tratamiento de residuos o desechos)				"PIP PNC00003 – Process unit and offsites layout guide. IRI-1991 - General Recommendation for Spacing"
Los tanques están localizados a favor del viento para prevenir que materiales inflamables alcancen fuentes de ignición?				"PIP PNC00003 – Process unit and offsites layout guide. IRI-1991 - General Recommendation for Spacing"

Están los tanques de almacenamiento alejados de las zonas de proceso?				"PIP PNC00003 – Process unit and offsites layout guide. IRI-1991 - General Recommendation for Spacing"
Los tanques de almacenamiento tienen diseñados los diques de contención?				"PIP PNC00003 – Process unit and offsites layout guide. IRI-1991 - General Recommendation for Spacing Diques - NFPA 30"
Se ha tenido en cuenta en el espaciamiento de los tanques, el impacto de la radiación emitida por un tanque incendiado sobre los tanques adyacentes?				"PIP PNC00003 – Process unit and offsites layout guide. IRI-1991 - General Recommendation for Spacing"
Se ha ubicado el cuarto de control para que no esté expuesto a incendio o explosión?				NFPA and Industrial Risk Insurers (IRI) criteria govern the distance from the control building to potential sources of flammable gases
Se ha considerado que el cuarto de control no debe ser diseñado para servir como centro de control de una emergencia durante un accidente?				NFPA and Industrial Risk Insurers (IRI) criteria govern the distance from the control building to potential sources of flammable gases
Se ha diseñado el cuarto de control para soportar el potencial de explosión a sobrepresiones?				NFPA and Industrial Risk Insurers (IRI) criteria govern the distance from the control building to potential sources of flammable gases
V – ALMACENAMIENTO Y CONTENCIÓN	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
Se ha considerado que las secciones del techo que pueden ser propulsadas durante una explosión (deflagración interna) deben ser contenidas por un techo de bisagra, o por cable y resortes?				API RP 620 and RP 650 (Ver API STD 2000 and NFPA 30).
Se ha tenido en cuenta que la protección de baja presión debe ser dimensionada para manejar la tasa máxima de desocupado así como la máxima reducción de temperatura y volumen ocurriendo simultáneamente? El dispositivo de alivio de vacío debe localizarse en o cerca al punto más alto en el tanque.				(Ver API STD 2000 and NFPA 30).
Se ha considerado que para los tanques provistos con calentadores internos, se debe mantener un nivel adecuado por encima de la superficie del calentador?				

Se ha tenido en cuenta una adecuada capacidad de ventilación por exceso de generación de vapor?				
Se ha tenido en cuenta que la instrumentación para indicación de alarmas por alto nivel ó flujo y para cierre ó parada del tanque deberá ser completamente separada de la instrumentación que se use para medir el nivel normal ó el flujo al tanque incluyendo unidades de control separadas?				
Se ha considerado que los sensores de nivel que dependen de la presión diferencial para detectar cambios de nivel deben ser evitados donde los cambios en la gravedad específica del contenido de los tanques son esperados?				
Se ha considerado proporcionar un método seguro de remoción de agua de tanques de almacenamiento de sustancias orgánicas así como el drenado de agua del techo del tanque?				
Se ha considerado proporcionar contención secundaria alrededor de los tanques para evitar derrames de propagación a otras zonas?				
La contención es capaz de mantener al menos el volumen total del tanque más grande dentro de la zona?				
Las zonas con diques están inclinadas a un punto bajo o sumidero para permitir la fácil eliminación de líquidos?				
Las posibilidades de ruptura de los tanques deberá ser atenuada atendiendo a varias de las características de diseño: Se ha considerado el uso y dimensionamiento adecuado de las tuberías de rebose y válvulas de seguridad y alivio de presión y discos de ruptura?				
Se ha considerado la instalación de las alarmas de nivel alto y corte de flujo para evitar el sobrellenado?				

Se ha considerado la instalación de unidades de refrigeración para proteger las paredes expuestas del tanque durante un incendio?				
Se ha tenido en cuenta la adecuada especificación de los materiales y espesor del tanque, incluyendo la corrosión permisible?				
Las temperaturas de almacenamiento son de al menos 7 ° C (12 ° F) por debajo del punto de ebullición del agua para evitar boilover?				
VI – FUEGO	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
Se ha implementado una protección contra cargas electrostáticas que puedan causar ignición?				
Se ha implementado instalaciones contra incendios aplicables según el tipo de tanque protegido?				
Se ha proporcionado aislamiento resistente al fuego para los recipientes, tuberías, válvulas de salida de los tanques, los actuadores de válvulas, instrumentos de líneas, y las principales instalaciones eléctricas críticas?				
Se ha proporcionado control remoto, automático y válvulas de accionamiento de fuego para detener la pérdida de contenido del tanque durante una emergencia?				
Se cuenta con divisiones del fuego o muro contrafuego para asegurar de que un escalamiento del fuego y explosión no se extienda a los alrededores?				
El sistema de espuma proveerá una rápida y confiable fuente de espuma concentrada con la correcta concentración?				
Se ha tenido en cuenta el flash point y la temperatura del petróleo o derivado almacenado en tanque atmosférico?,				API 2000
Con base en ítem anterior el tanque requiere PVV?				API 2000

VII – SISTEMAS ELÉCTRICOS	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
El cuarto de control de distribución de energía es independiente de los sistemas de control de instrumentos y de Proceso?				
Todas las señales de control de instrumentos y la de los sistemas fire & gas y Shutdown de emergencia están conducidas a sus respectivos breakers?				
Los breakers del ítem anterior son a prueba de fallas?				
Las fuentes eléctricas de encendido que están aisladas, son alimentadas por la misma barra de distribución?				
Los equipos que pueden recolectar carga eléctrica están debidamente conectados a tierra?				
Se utilizaron los criterios adecuados de clasificación de área de acuerdo con la ubicación de los equipos eléctricos y tipo de sustancia manejada?				Estándares NEMA
Además de la UPS, se tiene una fuente confiable de energía para emergencias, independiente de las instalaciones de la fuente de poder principal?				
VIII – SUPERFICIES CALIENTES	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
La temperatura de las superficies calientes tales como tubos de escape y canales no excede las temperaturas de encendido de medios inflamables que pueden ser presentados en escapes accidentales?				
El material aislante cubre toda la superficie caliente y los medios de protección son necesarios para evitar que el medio inflamable pueda penetrar dentro del material aislante?				
IX – SISTEMAS NO ELÉCTRICOS	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
El equipo no eléctrico cumple con los requerimientos de áreas o zonas peligrosas como para el equipo eléctrico?				

Los equipos que trabajan con combustible diesel o gas, excepto las bombas contraincendio, son parados una vez se detecta presencia de aire en la cámara de combustión?				
Los motores Diesel tienen sistema anti-chispas en los tubos de escape y sistema de protección por exceso de velocidad? (cierre de la compuerta de combustión de aire y válvula de combustible)				
IX – SISTEMA DE TEA	SI	NO	VERIFICACION	NIVELES PERMISIBLES-PARAMETROS A UTILIZAR
La llama será ubicada y diseñada para asegurar que el nivel de calor por radiación máximo emitido, esté dentro de los límites aceptables en todas las áreas de exposición continua?				API RP 521
El Knock out drum está dimensionado para contener la mayor cantidad de líquido que pueda llegar en un periodo determinado?				API RP 521
Todos los equipos tienen PSVs?				API 2000
Se tienen válvulas ESD para cierre o aislamiento rápido en caso de emergencia?				
Se cuenta con iluminación a prueba de explosión para áreas críticas?				
REGISTR				
O DE				
CHEQUE	Nombre		Fecha	
O				
Elaboró (REV):				
Verificó (VER):				
Líder Disciplina :				
Comentarios Generales:				

