



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE
DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO
LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA**

PRESENTA

MARTHA ADELAIDA BOJORGES PERALTA



MÉXICO, D.F.

2013



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **Profesor: JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ**

VOCAL: **Profesor: HÉCTOR GERARDO MÉNDEZ FREGOSO**

SECRETARIO: **Profesor: JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE**

1er. SUPLENTE: **Profesor: HUMBERTO HINOJOSA GÓMEZ**

2° SUPLENTE: **Profesor: ALMA DELIA ROJAS RODRÍGUEZ**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

TORRE DE INGENIERÍA, UNAM,

4° PISO, ALA NORTE

ASESOR DEL TEMA:

Dr. José Fernando Barragán Aroche

SUPERVISOR TÉCNICO:

M. en I. Alma Delia Rojas Rodríguez

SUSTENTANTE:

Martha Adelaida Bojorges Peralta



Índice

I. Índice de tablas.....	IV
II. Índice de ilustraciones	V
III. Abreviaturas	VI
Capítulo 1. Introducción	1
1.1. Objetivos	2
1.1.1. Objetivo general.....	2
1.1.2. Objetivos particulares	3
1.2. Hipótesis	3
1.3. Alcance	3
Capítulo 2. Marco teórico.....	4
2.1. Accidentes industriales.....	4
2.2. Normatividad aplicable.....	8
2.2.1. Descripción del código 29 CFR Sección 1910.119. Administración de la seguridad de procesos con sustancias químicas altamente peligrosas.	8
2.2.2. Descripción del código 40 CFR Sección 68.67 Análisis de riesgos de proceso.....	9
2.2.3. Norma oficial mexicana NOM-028-STPS-2004. Organización del trabajo-seguridad en los procesos de sustancias químicas.....	10
2.2.4. Guías para la Presentación del Estudio de Riesgo Ambiental.....	10
2.2.5. Norma de referencia mexicana. NRF-018-PEMEX-2007. Estudios de riesgo.....	11
2.2.6. Guía para realizar análisis de riesgos DG-SASIPA-SI-02741	12



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



2.3.	Análisis de Riesgos de Proceso (ARP)	13
2.3.1.	Clasificación de los métodos utilizados en el ARP	17
2.4.	Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp (por sus siglas en inglés Hazard and Operability)	22
2.4.1.	Caracterización y jerarquización de riesgos	26
2.5.	Descripción del proceso	32
2.5.1.	Planta de destilación al vacío	36
2.5.2.	Sistema de vacío	39
2.6.	Descripción de la problemática actual.....	43
2.7.	Paquete de vacío	43
2.7.1.	Bomba de anillo líquido	47
Capítulo 3.	Metodología	49
3.1.	Etapas.....	49
3.1.1.	Selección de la metodología.....	50
3.1.2.	Recopilación de información.....	52
3.1.3.	Determinación de circuitos y nodos.....	58
3.1.4.	Conformación del Grupo Multidisciplinario de Análisis y Evaluación de Riesgos (GMAER)	58
3.1.5.	Acuerdo de sesiones HazOp	59
3.1.6.	Sesión HazOp.....	59
3.1.7.	Entrega de informe	63
Capítulo 4.	Resultados y discusión	64
4.1.	Circuito y nodos	64
4.2.	Sesión HazOp	67
4.2.1.	Desviaciones y escenarios	68



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



4.2.2.	Estimación del índice de riesgo	70
4.2.3.	Recomendaciones generadas	76
4.2.4.	Lista de Buenas Prácticas Operacionales	80
4.2.5.	Minuta	81
4.3.	Atención de recomendaciones	82
4.4.	Discusión de resultados	84
Capítulo 5.	Conclusiones	94
5.1.	Áreas de oportunidad	98
Anexos	99
Anexo A.	Guía no normativa: procedimiento, preparación, organización y evaluación de un ARP	100
Anexo B.	Guía no normativa: Administración de Riesgos	103
Anexo C.	Criterios para la elección de técnicas de evaluación de riesgos.....	106
Anexo D.	Metodologías para análisis de riesgos y Aplicación de las metodologías para el análisis de riesgos.....	107
Anexo E.	Formato DG-SASIPA-SI-02741. F-02.....	109
Anexo F.	Accidentes mayores.	111
Anexo G.	Hojas de datos de seguridad.	112
Referencias bibliográficas	124



I. Índice de tablas

Tabla 1. Métodos cualitativos.....	18
Tabla 2. Métodos cuantitativos.....	20
Tabla 3. Definición de palabras guía y ejemplos de desviaciones.	26
Tabla 4. Nivel de consecuencias de riesgo.	27
Tabla 5. Nivel de frecuencias de riesgo.	29
Tabla 6. Caracterización de corrientes de proceso.	36
Tabla 7. Composición de la corriente de alimentación.....	44
Tabla 8. Información para realizar un ARP con la metodología HazOp.	53
Tabla 9. Balance de materia.....	54
Tabla 10. Condiciones de operación.....	55
Tabla 11. Lista de especialistas para conformar el GMAER.	58
Tabla 12. Nodos analizados con la metodología HazOp.....	64
Tabla 13. Lista de asistencia del GMAER.	67
Tabla 14. Desviaciones y escenarios.	69
Tabla 15. Índice de riesgo por escenario.	73
Tabla 16. Recomendaciones generadas.....	77
Tabla 17. Buenas prácticas de operación.	81
Tabla 18. Atención a las recomendaciones producto del ARP.....	82
Tabla 19. Caracterización de nodos.....	84
Tabla 20. Desviaciones operacionales.....	86
Tabla 21. Desviaciones recurrentes.	86
Tabla 22. Escenarios que causan más desviaciones operacionales.....	87
Tabla 23. Escenarios con índice de riesgo tipo B.....	88
Tabla 24. Recomendaciones de nivel B.	90
Tabla 25. Recomendaciones de nivel C.....	91
Tabla 26. Buenas Prácticas de Operación por escenario.....	93



II. Índice de ilustraciones

Ilustración 1. Accidente de San Juan Ixhuatepec.....	5
Ilustración 2. Accidente en la refinería de Amuay, Venezuela.....	7
Ilustración 3. Proceso de Administración de Riesgos.....	14
Ilustración 4. Matriz para la estimación del índice de riesgo.	30
Ilustración 5. Proceso de refinación.	35
Ilustración 6. Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) correspondiente a la Planta de destilación al vacío.	37
Ilustración 7. Sistema de vacío.....	40
Ilustración 8. Diagrama de bloques del sistema de desfogue a baja presión.....	42
Ilustración 9. Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) correspondiente a la Integración de la bomba de anillo líquido.	45
Ilustración 10. Esquema de la bomba de anillo líquido.	48
Ilustración 11. Esquema de operación de la bomba de anillo líquido.....	48
Ilustración 12. Cuestionario para seleccionar el método utilizado en el ARP.....	51
Ilustración 13. Diagrama de flujo del Análisis de Riesgo y Operabilidad HazOp..	60
Ilustración 14. Delimitación de circuito en el <i>DFP. Integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido</i>	65
Ilustración 15. Delimitación de nodos en el <i>DTI. Integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido</i>	66
Ilustración 16. Determinación del escenario 13 y su desviación.	68
Ilustración 17. Estimación de las consecuencias, gravedad y frecuencia del escenario 6.....	71
Ilustración 18. Estimación del índice de riesgo del escenario 6.	72
Ilustración 19. Generación de recomendaciones del escenario 6.	76
Ilustración 20. Atención de recomendaciones producto del ARP.....	83



III. Abreviaturas

AICHE	American Institute of Chemical Engineers.
ALARP	Tan bajo como sea razonablemente práctico (As Low As Reasonably Practicable).
API	American Petroleum Institute.
ARP	Análisis de Riesgos de Proceso.
BLEVE	Explosión de vapor del líquido en expansión (Boiling Liquid Expansion Vapor Explosion).
BPD	Barriles por día.
BPO	Buenas Prácticas Operacionales.
C₁	Metano.
C₂	Etano.
C₃	Propano.
CAS	Chemical Abstract Service.
CFE	Comisión Federal de Electricidad.
CFR	Código de Regulaciones Federales (Code of Federal Regulations).
DEA	Dietanolamina.
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso.
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



EPA	Agencia de Protección Ambiental (Environmental Protection Agency).
FAH	Alarma por alto flujo (Flow Alarm High).
FAHH	Alarma por muy alto flujo (Flow Alarm High-High).
FAL	Alarma por bajo flujo (Flow Alarm Low).
FALL	Alarma por muy bajo flujo (Flow Alarm Low-Low).
FCC	Planta de craqueo catalítico fluidizado o de desintegración catalítica (Fluid Cracking Catalytic).
FIC	Indicador controlador de flujo (Flow Indicator Controller).
GMAER	Grupo Multidisciplinario de Análisis y Evaluación de Riesgos.
GOL “AV”	Gasóleo ligero de alto vacío.
GOP “AV”	Gasóleo pesado de alto vacío.
GPM	Galones por minuto.
HazOp	Análisis de Riesgos y Operabilidad (Hazard and Operability).
HC	Hidrocarburos.
H₂	Hidrógeno.
H₂O	Agua.
H₂S	Ácido sulfhídrico.
iC₅	Isopentano.
ICI	Imperial Chemical Industries.
INEGI	Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



LGEEPA	Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente.
L.B.	Límite de batería.
LP	Licuado a presión.
LT	Transmisor de nivel (Level Transmitter).
MAA	Módulo Anticontaminante Ambiental.
mm	Milímetros.
mmHg	Milímetros de mercurio.
msnm	Metros sobre el nivel del mar.
MTBE	Metil-ter-butiléter.
N₂	Nitrógeno.
nC₄	N-butano.
O₂	Oxígeno.
OSHA	Administración de la Salud y Seguridad Industrial (Occupational Safety and Health Administration).
P_{abs}	Presión absoluta.
PCSD	Pies cúbicos estándar por día.
PEMEX	Petróleos Mexicanos.
PSM	Administración de la Seguridad de los Procesos (Process Safety Management).
SAE	Sistema de Agua de Enfriamiento.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



SASIPA	Subdirección de Auditoría en Seguridad Industrial y Protección Ambiental.
SDMC	Sistema Digital de Monitoreo y Control.
SEMARNAT	Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Naturales.
SSN	Servicio Sismológico Nacional.
STPS	Secretaria del Trabajo y Previsión Social.
TAH	Alarma por alta temperatura (Temperature Alarm High).
TAHH	Alarma por muy alta temperatura (Temperature Alarm High-High).
TAME	Ter-amil-metiléter.
TCDD	2,3,7,8-tetraclorodibenzo-p-dioxina.
TIC	Indicador controlador de temperatura (Temperature Indicator Controller).
Ton	Toneladas.
TT	Transmisor de temperatura (Temperature Transmitter).
USD	Dólares.
VCE	Explosión por nube de vapor (Vapor Cloud Explosion).



Capítulo 1. Introducción

La realización de tareas o actividades en cualquier proceso industrial, conlleva riesgos que afectan la integridad, no solo de las personas directamente involucradas, sino también de comunidades asentadas a los alrededores de dichas instalaciones, del medio ambiente e incluso a la imagen pública de la empresa ^[1].

Con el afán de asegurar que dichos riesgos reduzcan su nivel, garantizando así el menor impacto negativo a cualquiera de los afectados; las autoridades en materia de seguridad como la Secretaria del Trabajo y Previsión Social (STPS) y la Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT), solicitan los respectivos Análisis de Riesgos de Proceso (ARP).

Este trabajo contiene el Análisis de Riesgos de Proceso para la ingeniería de detalle de la integración de un paquete de vacío, cuyo equipo principal es una bomba de anillo líquido, en la planta de destilación al vacío de una refinería de crudo.

El estudio se realizó al finalizar la etapa de ingeniería de detalle; con la participación de expertos en la metodología Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp (por sus siglas en inglés Hazard and Operability), quienes desempeñaron los roles de líder y secretario auxiliar, estos se encargaron del estudio en su totalidad.

Los resultados obtenidos conducen evidentemente a mejorar el diseño de la integración de dicho sistema y en fase de operación a reducir los riesgos inherentes al proceso. Además se presentan evidencias de la atención a las recomendaciones generadas a partir del análisis.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



El presente trabajo puede representar una herramienta de apoyo para los estudiantes que cursan los últimos semestres de la carrera de Ingeniería Química, que deseen conocer cómo se realiza un Análisis de Riesgos de Proceso, mediante la metodología de Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp.

Se presenta un caso práctico sobre este tipo de análisis, los conceptos básicos utilizados, la normatividad nacional y de carácter internacional que aplican a dichos análisis, la metodología de trabajo y los resultados obtenidos a partir de información real.

Se sugiere que si el estudiante desea profundizar en el tema consulte a conciencia la bibliografía de este trabajo.

A continuación se describen los objetivos planteados en el caso de estudio.

1.1. Objetivos

1.1.1. Objetivo general

Realizar un Análisis de Riesgos de Proceso, bajo la técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp, en la integración de un paquete de vacío cuyo equipo principal es una bomba de anillo líquido; para reducir riesgos de operación que afecten al personal, instalaciones, comunidades aledañas, medio ambiente e incluso imagen pública de la empresa.



1.1.2. Objetivos particulares

1. Identificar circuitos y nodos del proceso.
2. Identificar posibles escenarios de riesgos del proceso.
3. Evaluar consecuencias y probabilidad de los posibles escenarios.
4. Proponer recomendaciones para mitigar riesgos dentro del proceso.

1.2. Hipótesis

Al realizarse el Análisis de Riesgos de Proceso mediante la técnica HazOp, se reducen riesgos operacionales asociados a la integración del paquete de vacío.

1.3. Alcance

El alcance de este estudio es identificar y evaluar escenarios potenciales de riesgos operacionales, en la integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido a la salida del tren de eyectores del sistema de vacío de la planta de destilación al vacío de una refinería de crudo, para establecer las recomendaciones necesarias que mejoren o incrementen la seguridad para el personal, el medio ambiente, las instalaciones y la producción. La técnica aplicada en el estudio es el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp.



Capítulo 2. Marco teórico

Todas las actividades humanas involucran un cierto grado de riesgo, la industria petrolera no es la excepción. En instalaciones de proceso, líneas de transporte, áreas de almacenamiento, entre otras; la seguridad juega un papel importante en el desarrollo responsable de las actividades industriales.

El constante incremento del costo de equipos, primas de seguros; además de, posibles pérdidas humanas por accidentes fatales, ha aumentado el ímpetu de la industria hacia objetivos de prevención de riesgos; por lo que, es importante que el desarrollo de los Análisis de Riesgos de Proceso se realice de manera homogénea entre instalaciones similares, en virtud del beneficio que representa el poder comparar los resultados y las recomendaciones generadas, para maximizar las medidas de seguridad y optimizar los recursos materiales y/o humanos^[1] que eviten cualquier accidente industrial.

2.1. Accidentes industriales

Los accidentes ocurridos dentro de instalaciones industriales, donde se manejan sustancias químicas han sido reportados por muchos años; en la actualidad, aún se presentan. En cualquier proceso industrial existen riesgos propios de la naturaleza del proceso y sustancias utilizadas; estos riesgos, pueden desembocar en accidentes catastróficos como los reportados a continuación.

- El 10 julio de 1976 en Seveso Italia. Se produce una de las mayores catástrofes químicas, ese día se libera accidentalmente la dioxina TCDD (2,3,7,8-tetraclorodibenzo-p-dioxina) por el estallido de una válvula de seguridad en un tanque. A consecuencia de ello, se formó una nube tóxica que mató a miles de animales silvestres y domésticos, contaminó la



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



vegetación y suelo. Los efectos inmediatos en la población se presentaron en forma de quemaduras químicas y casos de cloro-acné, a largo plazo la población presentó alteraciones en los sistemas inmunológico, nervioso y cardiovascular. Tal siniestro concientizó a la Comunidad Europea sobre la importancia de la prevención de accidentes en procesos industriales que empleen sustancias peligrosas, conformando así a la Directiva Seveso ^[2].

- El 19 de noviembre de 1984 en la colonia popularmente conocida como San Juanico en el Estado de México, se presenta una serie de explosiones e incendios en la terminal de almacenamiento de gas licuado a presión (LP). Se presume que el primer evento que desencadenaría tan fatal siniestro fue una explosión por una nube de vapor, VCE (Vapor Cloud Explosion) a consecuencia de la ruptura de una tubería, que causó la muerte a más de 500 personas e hirió a 4,500. Se reportó la destrucción de viviendas y de las instalaciones ^[3]. En la ilustración 1 se muestran los daños ocasionados a las esferas de almacenamiento.



Ilustración 1. Accidente de San Juan Ixhuatepec ^[4].



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- El 3 de diciembre de 1984 en Bhopal, India. Se liberó de manera accidental aproximadamente 42 toneladas de isocianato de metilo, cantidad suficiente para formar una nube tóxica que se esparció y afectó a la comunidad asentada alrededor de la instalación, así como al medio ambiente. A consecuencia de este accidente, se reportó la muerte de 2,000 personas por intoxicación. Además de la pérdida de visión, afectaciones en el sistema respiratorio y piel a miles de personas, contaminación de pozos, suelo, flora y fauna ^[5].
- El 23 de octubre de 1989 en Texas, Estados Unidos. Se formó una nube con alrededor de 40 toneladas de etileno e isobutano, para después dar paso a una explosión de tipo VCE y sobrevenir a una serie de incendios y BLEVE, explosión de vapor del líquido en expansión (Boiling Liquid Expansion Vapor Explosion); cuyas consecuencias fatales fueron la muerte de 23 trabajadores y 130 lesionados, y la destrucción casi en su totalidad de las instalaciones que conformaban la planta que producía polietileno ^[6].
- El 30 de julio de 2011 en Hidalgo, México. Se suscitó un incendio en dos intercambiadores que manejaban una corriente de hidrocarburos (HC), durante el arranque de la planta reductora de viscosidad ^[7], dejando 3 muertos y la destrucción de la planta.
- En Falcón, Venezuela el 25 de agosto de 2012. Explota una esfera que contenía olefinas, el fuego se propagaría después a tanques que contenían combustible ^[8]; esto ocasionó incendios en distintas áreas de la refinería, daños a un complejo habitacional cercano, la muerte de 48 personas y afectaciones a más de un ciento. Las autoridades de dicho país han sometido a investigación este fatal accidente, considerado como uno de los más catastróficos de los últimos años. Ver ilustración 2.



Ilustración 2. Accidente en la refinería de Amuay, Venezuela ^[9].

- Tamaulipas, México. El 14 de Agosto de 2012 se produjo un incendio cuyo origen se atribuyó a una caldera localizada en la planta hidrodesulfuradora, no se reportaron fatalidades ni afectaciones al personal, aunque dos calentadores resultaron afectados ^[10].
- Tamaulipas, México. El 18 de Septiembre de 2012 se presentó una explosión en un ducto en el centro receptor de gas y condensados, se desconoce la causa del accidente. Se reportaron 40 muertos entre personal del centro de trabajo y compañías contratistas ^{i[11]}.

Los anteriores accidentes, son solo algunos de los que se puede mencionar; aunque es evidente que son eventos totalmente indeseados, ninguna instalación se encuentra exenta a ellos, ni a la aparición de incidentes. Por lo que las autoridades competentes a nivel nacional e internacional, han elaborado normas, leyes, reglamentos y guías con el fin de eliminar o minimizar el potencial de tales riesgos.

ⁱ Contratista. Patrón o trabajador ajeno al centro de trabajo que labora temporalmente en éste, y que está involucrado directa o indirectamente con el proceso, y que con motivo de su trabajo puede agregar o incrementar factores de riesgo ^[12].



2.2. Normatividad aplicable

En este apartado se presentan algunas normas nacionales e internacionales y guías nacionales, que establecen la aplicación obligatoria de los ARP para identificar y evaluar los riesgos asociados a un proceso; con la finalidad de proteger a trabajadores, instalaciones, comunidad y medio ambiente de las consecuencias de un accidente.

Los Códigos de Regulaciones Federales (CFR) 29 CFR 1910.119 y 40 CFR 68.67 son de carácter internacional; la norma NOM-028-STPS-2004, las Guías de Presentación del Estudio de Riesgo Ambiental, la norma NRF-018-PEMEX-2007 y la guía DG-SASIPA-SI-02741 son de aplicación nacional. Cabe mencionar que las dos últimas aplican a instalaciones industriales de Petróleos Mexicanos (PEMEX).

2.2.1. Descripción del Código de Regulaciones Federales 29 CFR Sección 1910.119. Administración de la seguridad de procesos con sustancias químicas altamente peligrosas. (Process safety management of highly hazardous chemicals).

Este es un apartado de la norma Administración de la Seguridad de los Procesos (Process Safety Management, PSM) emitida por la Administración de la Salud y Seguridad Industrial (OSHA de sus siglas en inglés Occupational Safety and Health Administration) publicada el 24 de febrero de 1992. Menciona los requisitos para prevenir o minimizar las consecuencias de emisiones catastróficasⁱⁱ de productos químicos tóxicos, reactivos, inflamables o explosivos, que den lugar a riesgos de toxicidad, incendios o explosiones.

ⁱⁱ Emisión catastrófica: Liberación descontrolada, incendio o explosión, de uno o más productos químicos altamente peligrosos, que representen un grave peligro para los empleados dentro de su centro de trabajo ^[13].



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



El código aplica a instalaciones que manejen sustancias en cantidades superiores al límite descrito en la “*Lista de sustancias químicas altamente peligrosas*” (apéndice de la misma norma), líquidos o gases inflamables en cantidades mayores a 4535.9 kg.

Establece con carácter de obligatorio la implementación de los ARP, por lo menos cada cinco años; y que estos, se deben seleccionar de acuerdo a la complejidad del proceso. Menciona a las siguientes metodologías como apropiadas para identificar y evaluar los riesgos de proceso^[13].

- ¿Qué pasa si...?
- Listas de verificación.
- La combinación de ¿Qué pasa si...?/ Listas de verificación.
- *Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp.*
- Análisis de los Modos de Falla y Efectos (AMFE).
- Análisis de árbol de fallas.

2.2.2. Descripción del código 40 CFR Sección 68.67 Análisis de riesgos de proceso (Process hazard analysis).

El 31 de enero de 1994 la Agencia de Protección Ambiental (EPA de sus siglas en inglés Environmental Protection Agency) emitió el código “Protección al medio ambiente” cuyo apartado 68 “Disposiciones sobre la prevención de los accidentes químicos”, en la subparte 67, describe a los ARP y los clasifica dentro de los programas de prevención. Señala que estos se deben llevar a cabo de acuerdo a un orden de prioridad basado en una lógica que incluye consideraciones tales como el alcance de los riesgos del proceso, el número de empleados potencialmente afectados, edad del proceso e historia operativa del proceso^[14].



2.2.3. Norma oficial mexicana NOM-028-STPS-2004. Organización del trabajo-seguridad en los procesos de sustancias químicas.

La STPS publicó el 2 de agosto de 2004 en el Diario Oficial de la Federación la NOM-028-STPS-2004, que establece los elementos para organizar la seguridad en los procesos que manejan sustancias químicas, a fin de prevenir accidentes mayores y proteger contra daños a los trabajadores e instalaciones de los centros de trabajo.

Señala como obligación del patrónⁱⁱⁱ contar con programas para realizar análisis de riesgos en equipos críticos y proceso, aplicando uno o más métodos específicos para identificar, evaluar y controlar los riesgos significativos asociados con el proceso. El ARP debe actualizarse cada cinco años, antes de que se realicen cambios a algún proceso, se proyecte un proceso o producto nuevo y como resultado de un análisis de accidente mayor. La norma sugiere a través de una guía no normativa el procedimiento, preparación, organización y evaluación de un ARP^[12] (ver anexo A). A través de otra guía no normativa, se establecen los criterios de jerarquización de riesgos, así como la estimación del índice de riesgo de los mismos (ver anexo B).

2.2.4. Guías para la Presentación del Estudio de Riesgo Ambiental, niveles 0, 1, 2 y 3.

El 28 de enero de 1988 fue publicada en el Diario Oficial de la Federación la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente (LGEEPA); misma que fue reformada el 4 de Junio de 2012, en el artículo 30 se establece lo siguiente.

ⁱⁱⁱ Patrón. Es la persona física o moral que utiliza los servicios de uno o varios trabajadores ^[15].



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



*“Deberán presentar a la Secretaría una manifestación de impacto ambiental, la cual deberá contener, por lo menos, una descripción de los posibles efectos en el o los ecosistemas que pudieran ser afectados por la obra o actividad de que se trate, considerando el conjunto de los elementos que conforman dichos ecosistemas, así como las medidas preventivas, de mitigación y las demás necesarias para evitar y reducir al mínimo los efectos negativos sobre el ambiente. Cuando se trate de actividades consideradas altamente riesgosas^{iv} en los términos de la presente Ley, la manifestación deberá incluir el **estudio de riesgo** correspondiente...”^[16]*

Por lo que, la SEMARNAT publica en noviembre de 2002, las Guías para la Presentación del Estudio de Riesgo Ambiental, niveles 0, 1, 2 y 3; donde se establece realizar un análisis de riesgo; la selección de la metodología para realizar dicho análisis, está sujeta al criterio del evaluador, quien debe considerar la cantidad de sustancias almacenadas, características de operación ^[17], etc. Otros criterios a considerar son los descritos en la tabla de metodologías de la presente guía (ver anexo C).

2.2.5. Norma de referencia mexicana. NRF-018-PEMEX-2007. Estudios de riesgo.

En 2007 PEMEX emite la norma NRF-018-PEMEX-2007. A través de esta se establecen los requisitos que deben cumplir las compañías en la elaboración de los estudios de análisis y evaluación de riesgos en las instalaciones industriales de PEMEX ^[1]; así como las metodologías que deben ser aplicadas, especificaciones y criterios a emplear en su desarrollo.

^{iv} Actividades altamente riesgosas. Es el conjunto de tareas derivadas de los procesos de trabajo, que generan condiciones inseguras y sobreexposición a los agentes físicos, químicos o biológicos, capaces de provocar daño a la salud de los trabajadores o al centro de trabajo ^[18].



La norma indica, que el análisis de riesgo debe considerar la complejidad de las instalaciones y los procesos. Además proporciona la descripción de las metodologías cualitativas y criterios de aplicación dentro del ARP (ver anexo D).

2.2.6. Guía para realizar análisis de riesgos DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3.

En esta guía se establecen los lineamientos y criterios generales para realizar ARP en instalaciones del Organismo PEMEX Refinación, con el propósito de identificar, evaluar y controlar riesgos que puedan ser la causa de accidentes, e implementar acciones tendientes a reducir las afectaciones a trabajadores, instalaciones, medio ambiente y terceros. Esta guía se aplica a instalaciones donde se manejen materiales, sustancias, condiciones de operación y/o de proceso; cuyas propiedades fisicoquímicas y modalidades energéticas (temperatura, presión y flujo), puedan causar explosiones, fuego, nubes tóxicas y afectaciones tales como: fatalidades, lesiones graves, impactos ambientales y/o pérdidas económicas severas, en caso de falla o pérdida de la contención^[19].

Todas las instalaciones industriales deben someterse a un ARP en las siguientes etapas:

- Al concluir ingeniería básica o ingeniería de detalle.
- Al realizar un cambio durante la construcción, arranque u operación.
- Al realizar el desmantelamiento.
- Cada cinco años a partir de la fecha del primer análisis.

La guía indica que el método a utilizar en el ARP, se debe determinar considerando la fase de vida en la que se encuentra el proyecto y ciertos criterios. Estos últimos se califican mediante un cuestionario anexado a la presente norma, de acuerdo al puntaje obtenido se sugiere el método adecuado (ver anexo E).



2.3. Análisis de Riesgos de Proceso

El ARP es una disciplina que aplica un método en específico para identificar, evaluar y controlar riesgos significativos asociados al proceso ^[12]. Con el análisis se generan recomendaciones enfocadas a minimizar y/o mitigar dichos riesgos, para así aumentar la seguridad de los trabajadores, proceso, instalaciones industriales, comunidad y medio ambiente.

El análisis se realiza valorando la probabilidad de que ocurra un accidente^v, al cual está expuesto el titular de una tarea durante la ejecución de la misma, aunque se cumpla con las normas y medidas de seguridad correspondientes; debido a la naturaleza del proceso, peligrosidad^{vi} de las sustancias, condiciones del lugar de trabajo, capacitación del personal, etc. Un accidente puede afectar la vida o salud del trabajador, la integridad del proceso e instalación y tratándose de un accidente mayor, repercute en afectaciones severas de tipo social, económicas y medio ambientales.

El ARP es parte fundamental de la *Administración de Riesgos*. Esta consiste de un proceso de toma de decisiones con el propósito de gestionar riesgos, sobre todo a los no tolerables, hasta su aceptación o control. Además engloba a los análisis y evaluación de riesgos como medidas de control necesarias que aseguren niveles tolerables de riesgo. La administración o gestión de riesgos considera aspectos legales, sociales y económicos para establecer programas con medidas de eliminación, prevención y control, prepara planes de respuesta a emergencias ^[1], etc.

En la ilustración 3 se muestra un esquema sobre el proceso de Administración de Riesgos.

^v Accidente: Suceso repentino, no deseado ni planeado cuyas consecuencias son daños, lesiones o enfermedades ^[12].

^{vi} Peligro: Es la capacidad intrínseca de una sustancia química para generar un daño ^[20].

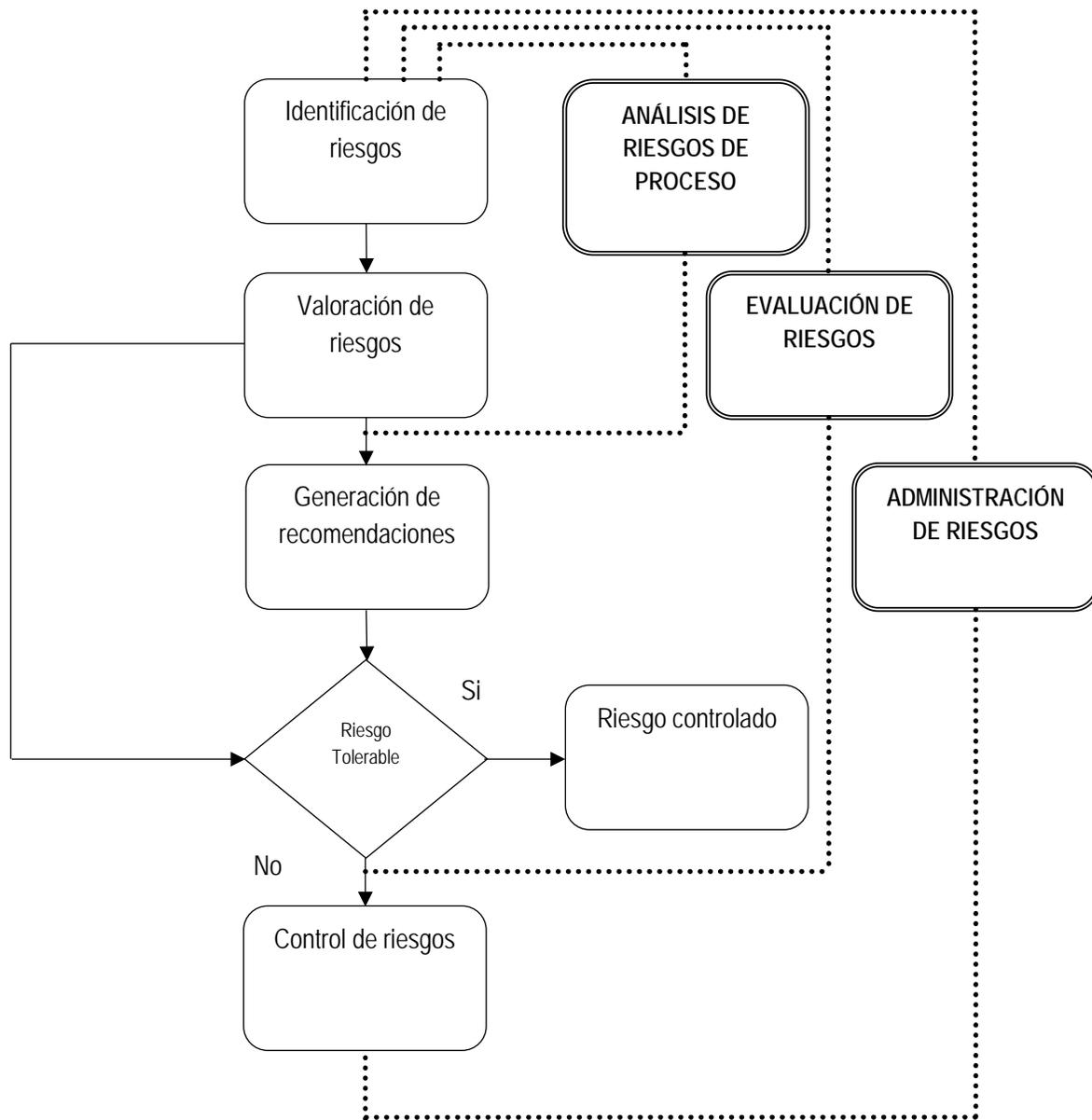


Ilustración 3. Proceso de Administración de Riesgos ^[21].

La ilustración 3 esquematiza las actividades que deben contemplar las empresas dentro de la Administración de Riesgos de sus procesos industriales, con el fin de llevar a un nivel de tolerancia a cualquier riesgo. La Administración de Riesgos se lleva a cabo durante las distintas etapas de vida de cualquier proceso. Por lo tanto, aun cuando los objetivos, alcances y nivel de detalle cambien, el ARP siempre está presente.



Los ARP en el centro de trabajo^{vii} siguen principios básicos, tales como:

1. Identificar escenarios de riesgo. Determinar todos los que se pueden presentar en una instalación, desde la identificación de los sucesos que lo inician y su evolución, hasta las condiciones del lugar donde puede ocurrir.
2. Tipificar. En accidentes “representativos” que puedan ocurrir en la instalación.
3. Averiguar sus efectos. Analizar las posibles consecuencias y severidad de las mismas.
4. Evaluar la frecuencia con la que pueden ocurrir. Se realiza bajo parámetros como la vida útil de la planta o instalación, de acuerdo a datos históricos de procesos similares, experiencia de trabajadores involucrados con la operación de equipos similares a los del caso de estudio, etc.

Conocer los riesgos de una instalación industrial de forma objetiva, permite incorporar medidas para reducir sus consecuencias o la probabilidad de que ocurran; así como, evaluar el impacto de dichas reducciones, planificar la resolución a emergencias, conocer, controlar y planificar las medidas de protección a trabajadores, proceso, instalaciones industriales, comunidad y medio ambiente.

Pero ¿qué es el riesgo? Se ha definido a éste como la probabilidad de que un peligro se convierta en accidente. Dentro de las actividades industriales, a los accidentes se les puede clasificar de la siguiente manera^[22].

- Convencionales. Son aquellos relacionados con la actividad o tarea a realizar y/o al equipo que se requiera manipular. Ejemplo: realizar actividades en alturas considerables; ya que, el personal puede sufrir alguna caída.

^{vii} Centro de trabajo: Todo aquel lugar, cualquiera que sea su denominación, en el que se realicen actividades de producción, de comercialización o de prestación de servicios, o en el que laboren personas que estén sujetas a una relación de trabajo^[23].



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- Específicos. Están asociados a la manipulación de sustancias que por su naturaleza puedan ocasionar daños, como: envenenamiento, intoxicación, quemaduras, etc. Ejemplo: aislamiento de una línea de sosa cáustica, en caso de liberación repentina, el personal involucrado puede sufrir quemaduras en la piel, irritación en el tracto respiratorio, etc.
- Mayores. Relacionados directamente a situaciones excepcionales, sus consecuencias son severas (afectan áreas considerables, a la población a corto, mediano y algunos casos hasta largo plazo), existe liberación incontrolada de grandes cantidades de sustancias peligrosas y/o energía. Accidentes mayores representativos son: incendios, explosiones, formaciones de nubes de gas, etc.
- Incidente. Evento no deseado, inesperado e instantáneo; que puede o no traer consecuencias al personal y a terceros, ya sea en sus bienes o en sus personas, al medio ambiente, a las instalaciones o alterar a la actividad normal del proceso ^[1]. Las consecuencias de un incidente son de bajo impacto, no representan gran importancia ya que son fáciles de controlar.

Cualquier accidente produce impactos negativos de diversa índole, los clasificados como mayores siempre se desean evitar, debido a su nivel de afectación. Lo anterior, ha impulsado a la industria química a poner énfasis en desarrollar e implementar, medidas que puedan prevenirlos. Resultado de ello, son los Análisis de Riesgos de Proceso, enfocados a identificar los riesgos asociados a procesos industriales que indudablemente producirían un accidente.

Los ARP se llevan a cabo en diversas etapas de un proceso durante el diseño de una instalación, construcción, fase operativa (arranque, paro, funcionamiento normal, etc.), modificación del proceso, desmantelamiento, requerimiento legal, para comprobar la adecuada implementación de un equipo y/o instalación, etc.



Además, existen algunos criterios que permiten seleccionar el método adecuado a emplear, estos se enlistan a continuación.

- Tamaño y edad de la instalación.
- Plantilla de la instalación.
- Capacidad de almacenamiento.
- Naturaleza del proceso.
- Condiciones de operación y almacenamiento.
- Si se trata de una ampliación o modificación.
- Información disponible.

2.3.1. Clasificación de los métodos utilizados en el ARP

Los métodos para realizar la identificación y jerarquización de los riesgos se clasifican de acuerdo a su complejidad como simples o complejos, a su interés en generales (globales) o específicos; o bien, por la estimación del daño en cualitativos o cuantitativos.

Existe una amplia gama de clasificación de los métodos aplicados en el ARP. Sin embargo debido a la importancia de conocer y valorar el impacto de los riesgos para la toma de decisiones, la última clasificación es la más utilizada. A continuación se describen los métodos cualitativos y cuantitativos.

Métodos cualitativos. Centrados en la identificación del riesgo como fase decisiva y punto de partida del ARP. Los métodos para el análisis de riesgo de carácter cualitativo se describen en la Tabla 1.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Tabla 1. Métodos cualitativos.

Método	Descripción	Ámbito de aplicación	Recursos necesarios	Ventajas y desventajas
Análisis Histórico de Accidentes	Estudio de los accidentes registrados en instalaciones similares o con productos idénticos; o bien, de la misma naturaleza.	Útil para aproximaciones numéricas de daños en instalaciones similares.	-Banco de datos de accidentes. -Bibliografía especializada. -Informes o peritajes.	-Poco costosa. -Los resultados dependen de la representatividad de la muestra de la que se disponga. -La información no es extrapolable, a instalaciones mejoradas o con diseños diferentes.
Listas de Verificación (Check List)	Lista de comprobación utilizada para determinar la adecuación a un determinado procedimiento o reglamento.	En todas las fases del proyecto.	-Conocimiento de normas y estándares.	-Ayuda a la comprobación detallada de instalaciones -Exclusiva de cumplimiento de reglamentación o procedimiento.
¿Qué pasa si...? (What if...?)	Mediante este método se plantea de forma sistemática la presencia de circunstancias que pueden tener consecuencias adversas.	Proyectos de instalación de plantas de operación, y en cambios propuestos en cualquier instalación.	-Equipo de especialistas (2 o 3 personas). -Documentación detallada de instalaciones.	-Depende del conocimiento y experiencia de los especialistas que lo aplican.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Método	Descripción	Ámbito de aplicación	Recursos necesarios	Ventajas y desventajas
Análisis Preliminar de Riesgos	Precursora de otras técnicas, consiste en formular una lista de peligros asociados a puntos de la instalación donde se puede producir liberación de energía, relacionados con productos, equipos, entorno, etc.	En fase de diseño previo de instalaciones nuevas.	-Criterios de diseño. -Especificaciones básicas de equipo y materiales. -Equipo de 1 a 2 técnicos con conocimientos y experiencias en seguridad.	-Baja inversión en su aplicación (horas/hombre). -No permite entrar en detalles sobre los riesgos asociados a las instalaciones.
Análisis de Riesgos y Operabilidad, HazOp	Técnica inductiva basada en la premisa de que los accidentes se producen como consecuencia de desviaciones en las variables de operación.	-Instalaciones de proceso de relativa complejidad. -Instalaciones nuevas, para evidenciar fallas de diseño, construcción, etc., mejorando su operación.	-Equipo de trabajo multidisciplinario, colaborando en sesiones sucesivas de trabajo (facilitador, secretario y personal especializado en distintas áreas de proceso con amplio conocimiento de la planta). -Documentación actualizada.	-Depende de la experiencia y conocimientos del equipo de trabajo y de la información disponible. -Alto grado de aprovechamiento por sesión de trabajo; ya que, toma todos los puntos de vista del grupo. -No contempla fallos múltiples.
Análisis de los Modos de Falla y Efecto	Tabulación de los equipos y sistemas de una planta estableciendo las diferentes posibilidades de fallo y sus efectos.	-Diseño, construcción y operación. -Análisis previo a un estudio más detallado.	-Equipo de 1 o 2 especialistas con alto conocimiento de equipos/sistemas.	-No contempla fallos simultáneos. -No contempla directamente el error humano.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Cabe mencionar que al no existir una frontera bien definida, algunos métodos como DOW y MOND entre otros, son considerados como semicuantitativos o semicualitativos.

Métodos cuantitativos. Son utilizados cuando se presentan los escenarios enlistados a continuación.

- Se requiere conocer el desarrollo de los sucesos iniciadores de un accidente.
- Se considere que los riesgos puedan conducir a un accidente mayor (ver anexo F).
- Se requiera realizar a detalle el estudio de accidentes ya identificados.
- La autoridad en materia de seguridad competente lo establezca.
- Sea la única forma de estimar índices de frecuencia y magnitud de consecuencias.

En la Tabla 2 se describen algunos de los métodos cuantitativos.

Tabla 2. Métodos cuantitativos.

Método	Descripción	Ámbito de aplicación	Recursos necesarios	Ventajas y desventajas
Análisis de Árbol de Fallas	Consiste en una representación gráfica y lógica de las combinaciones de sucesos posibles que pueden ocurrir en un sistema y conducir a un fallo y después a un accidente.	-En casos donde sea difícil establecer la frecuencia de riesgo. -Procesos complejos.	-Es realizado por un especialista y supervisado durante su ejecución. -Información sobre el proceso.	-Contempla fallos múltiples. -Método empleado posterior a la aplicación de un método cualitativo.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Método	Descripción	Ámbito de aplicación	Recursos necesarios	Ventajas y desventajas
Análisis de Árbol de Eventos o Sucesos	Técnica en la que se desarrolla un diagrama secuencial; a partir de sucesos iniciadores, cuya frecuencia de ocurrencia se conoce.	-Donde se requiera comprobar que las medidas preventivas existentes son suficientes para reducir efectos indeseados.	-Información sobre el proceso. -No se necesita gran experiencia para su aplicación.	-Contempla fallos múltiples. -Método de apoyo o posterior al Análisis por Árbol de Fallas.
Clasificación mediante el índice DOW	Técnica que permite clasificar las áreas de una instalación de acuerdo al índice de peligrosidad que toma en consideración al inventario del producto, naturaleza y riesgos específicos del proceso.	Especialmente a grandes unidades o complejos (refinerías, complejos petroquímicos con varias unidades, etc.).	-Documentación de unidades. -Guía DOW.	-Proporciona información sobre las áreas de exposición y máximo daño probable a las instalaciones.
Clasificación mediante el índice MOND	Técnica desarrollada a partir del método DOW, considera la toxicidad de las sustancias.	Plantas que empleen dentro de sus procesos sustancias tóxicas.	-Documentación de plantas.	-No contempla fallos simultáneos. -No contempla directamente el error humano.

Los métodos cualitativos están enfocados a detectar posibles accidentes, mediante la identificación de riesgos. Los métodos cuantitativos, son los que caracterizan sus causas o cadenas de sucesos iniciadores, requieren de la aplicación previa de un análisis por método cualitativo.



Además de los métodos mencionados, se cuenta con otras técnicas para la identificación de riesgos, como las auditorías de seguridad. Estas consisten, en revisar y evaluar a detalle el cumplimiento de las normas establecidas aplicables para una determinada actividad. Se requiere la información sobre los ARP efectuados previamente del proceso, de los procedimientos, de las prácticas de operación, etc. Se realizan cada vez que la ley lo establezca o cuando la autoridad competente así lo señale.

La elección de uno u otro método se debe efectuar a partir del conocimiento de las ventajas y desventajas de la metodología, de los alcances del estudio, de la complejidad del proceso, del nivel de detalle requerido, de la disponibilidad de recursos económicos, tecnológicos y humanos destinados al estudio. El no tomar en consideración cualquiera de los aspectos antes señalados, lleva a obtener resultados inadecuados de acuerdo a los objetivos que se hayan planteado al principio.

2.4. Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp

Esta metodología fue desarrollada para identificar y evaluar de forma cualitativa a los riesgos en plantas de proceso que comprometan su productividad. El propósito del análisis es revisar cuidadosamente la operación de la planta o proceso para determinar las desviaciones que puedan conducir a eventos indeseables^[24]; a través de este método, se estimula la imaginación de un equipo de expertos con diferente formación para encontrar los posibles problemas operativos.

El análisis HazOp, se desarrolló en los años 70's en Gran Bretaña por ingenieros de la Imperial Chemical Industries (ICI), como respuesta a la creciente escala y complejidad de los procesos químicos, tanto en la operación como en la



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



automatización; se reconoció que los accidentes eran resultado de una cadena lógica de causas y circunstancias, que podían evitarse o por lo menos reducir su gravedad o frecuencia.

Los objetivos de la metodología HazOp son:

- Identificar riesgos y determinar su nivel (índice), en la sección o unidad de proceso analizado, para establecer las medidas pertinentes que reduzcan la frecuencia de las causas que los originan y/o la gravedad de las consecuencias provocadas.
- Mejorar el diseño y la operabilidad de la sección o unidad de proceso analizado, mediante la aplicación de las medidas generadas en el análisis. Y concientizar al personal involucrado en la operación, mantenimiento, seguridad y administración, sobre los riesgos que implica la operación del proceso.

Es muy importante aclarar que un estudio HazOp, no tiene como objetivo encontrar soluciones a los problemas encontrados. El principal objetivo de un análisis HazOp, es la identificación de los riesgos asociados a las consecuencias de interés buscadas.

El análisis HazOp se aplica en una forma estructurada por un Grupo Multidisciplinario de Análisis y Evaluación de Riesgos (GMAER), integrado por varios especialistas, como son: los ingenieros de proyecto, proceso, operación, seguridad, mantenimiento, instrumentación y control.

El GMAER debe ser encabezado por un líder o facilitador y auxiliado por un secretario. Estos participan durante las sesiones de trabajo como reponsables del soporte logístico del estudio; es decir, dirigen, moderan y documentan el análisis. Previo a dichas sesiones ellos definen objetivos y alcance de estudio, seleccionan a los especialistas y proponen los circuitos y nodos a trabajar ^[22].



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



El facilitador de las sesiones, deberá ser un experto en estudios HazOp y en caso de no serlo, debe poseer conocimientos básicos de la instalación a analizar (el proceso en específico); así como, de la metodología.

Esencialmente, la metodología HazOp comprende sesiones con el GMAER donde se hace una descripción del proceso en estudio y un cuestionamiento sistemático de cada parte del mismo. Dependiendo del tamaño y complejidad de la instalación la técnica inicia con la división de la planta en **circuitos** y estos en **odos**; posteriormente, mediante el uso de **palabras guía** aplicadas a las **variables del proceso**, se identifica lo siguiente:

- **Desviaciones** de la intención del diseño de la planta y de sus procedimientos operativos (condiciones normales de operación).
- **Causas y consecuencias** de dichas desviaciones.
- **Protecciones y/o salvaguardas** instaladas y/o consideradas para reducir la probabilidad de la causa o la magnitud de la consecuencia.

Para mayor claridad respecto a los conceptos de la técnica HazOp señalados en el párrafo anterior, a continuación se presenta una breve definición de los mismos.

- **Circuito.** Es una sección de la planta claramente definida; los circuitos se consideran como unidades relativamente independientes de operación, formadas por uno o varios equipos y líneas de proceso que en conjunto cumplen una misión en el proceso, como por ejemplo el circuito de carga, calentamiento, reacción, etc.
- **Nodo.** Son las partes en que se divide un circuito para facilitar el análisis, pueden ser equipos críticos o partes críticas del proceso.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- **Palabra guía.** Sirve para indicar como se pueden modificar las condiciones o variables de proceso.
- **Variables de proceso.** Condiciones físicas o químicas del proceso que pueden medirse o inferirse.
- **Desviación.** Es la combinación de las palabras guía con las variables de proceso.
- **Causa.** Son los eventos que dan origen a la desviación en la intención de diseño.
- **Consecuencia:** Son las secuelas que se podrían originar debido al efecto tanto de la desviación, como de los eventos que ocasionaron esa desviación. Un punto importante es que cuando se evalúan las consecuencias, no se toman en cuenta los sistemas de protección o instrumentación que se tienen en el área de estudio (para analizar lo que pasaría si algunas de esas protecciones e instrumentación fallaran).
- **Protecciones y/o salvaguardas:** Son dispositivos que evitan que ocurra una desviación, ya sea eliminando la causa o disminuyendo las consecuencias adversas. Las protecciones no sólo son la instrumentación y los equipos de relevo, sino también procedimientos, prácticas operativas, inspecciones regulares a la planta, etc.
- **Recomendaciones:** Son acciones específicas encaminadas a mejorar la operación de la planta y la seguridad del área.

Cabe señalar que las variables de proceso se escogen de acuerdo a la importancia que tienen en la sección o equipo analizado. Por ejemplo si se analiza un calentador, las variables usadas serán temperatura, presión del gas



combustible, etc. Otros ejemplos de variables de proceso que se podrían seleccionar, dependiendo el caso son: flujo, nivel, viscosidad, composición, etc.

En la tabla 3 ^[24] se muestran las palabras guía, su definición y ejemplos de desviaciones desarrolladas a partir de las mismas.

Tabla 3. Definición de palabras guía y ejemplos de desviaciones.

Palabra guía	Definición	Ejemplo de desviaciones
NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño.	No hay flujo en una línea.
MÁS / MENOS	Aumento o disminución cuantitativa sobre la intención de diseño.	Más temperatura, menor rapidez de reacción, mayor viscosidad, etc.
ADEMÁS DE	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más.	El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos.
INVERSO	Se obtiene el efecto contrario al deseado.	El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, etc.

Una vez que se tienen las desviaciones, éstas deben ser analizadas para obtener las distintas causas o escenarios en los que se presentará una situación de riesgo. El siguiente paso del análisis HazOp consiste en clasificar o jerarquizar dichos riesgos.

2.4.1. Caracterización y jerarquización de riesgos

Si se considera que el riesgo es la probabilidad de sufrir un daño y que éste, es una función de la probabilidad o frecuencia y la consecuencia de un evento dado, entonces se puede establecer que:

$$\text{Riesgo} = f(\text{Frecuencia, Consecuencia})$$



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Para poder jerarquizar el riesgo de un evento se debe de considerar la frecuencia o probabilidad con la que este evento se pueda presentar. Por otro lado se estiman las consecuencias hacia las personas, el ambiente o los daños materiales generados una vez que se presente este evento. Por lo anterior, basta con evaluar estos dos parámetros para obtener un valor del riesgo. En la técnica HazOp, a este valor se le conoce como índice o número de riesgo y para asignarlo se hace uso de tablas de niveles de frecuencia contra consecuencia.

Los valores que se le asignan a la frecuencia y consecuencia en las tablas antes mencionadas, comúnmente son tomados de registros de informes específicos de fallas o de la experiencia de las personas e industrias que han sufrido dichas fallas.

El criterio para seleccionar una u otra tabla de niveles de frecuencia y consecuencia, dependen de las políticas y procedimientos de la empresa que realiza el estudio de riesgo o del grupo de especialistas encargado de realizarlo.

En este caso, para llevar a cabo el análisis HazOp se utilizó el criterio de PEMEX Refinación, documento normativo DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3 ^[19].

Las tablas 4 y 5 muestran los niveles de frecuencias y consecuencias de riesgo utilizadas para el análisis.

Tabla 4. Nivel de consecuencias de riesgo.

Nivel	Aspecto	Descripción
1	Daños al personal	No se esperan heridas o daños físicos.
	Efecto en la población	No se esperan heridas o daños físicos. Ruidos, olores e impacto visual imperceptibles.
	Impacto ambiental	No hay fuga o derrame externo.
	Pérdida de producción o daño a las instalaciones	Hasta 0.25 millones de dólares americanos (USD)



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Nivel	Aspecto	Descripción
2	Daños al personal	Heridas o daños físicos reportables y/o que se atienden con primeros auxilios.
	Efecto en la población	Heridas o daños físicos reportables y/o que se atienden con primeros auxilios. Evento que requiere evacuación. Ruidos, olores e impacto visual que se pueden detectar.
	Impacto ambiental	Fuga o derrame externo que se pueda controlar en menos de una hora (incluyendo el tiempo para detectar).
	Pérdida de producción o daño a las instalaciones	De 0.25 a 0.50 millones de USD.
3	Daños al personal	Heridas o daños físicos que generan incapacidad médica.
	Efecto en la población	Heridas o daños físicos que pueden resultar en hasta 3 fatalidades. Evento que requiere hospitalización a gran escala.
	Impacto ambiental	Fuga o derrame externo que se pueda controlar en algunas horas.
	Pérdida de producción o daño a las instalaciones	De 0.50 a 5.00 millones de USD.
4	Daños al personal	Heridas o daños físicos que pueden resultar en hasta 3 fatalidades.
	Efecto en la población	Heridas o daños físicos que pueden resultar de 4 a 15 fatalidades.
	Impacto ambiental	Fuga o derrame externo que se pueda controlar en un día.
	Pérdida de producción o daño a las instalaciones	De 5.00 a 15.00 millones de USD.
5	Daños al personal	Heridas o daños físicos que pueden resultar de 4 a 15 fatalidades.
	Efecto en la población	Heridas o daños físicos que pueden resultar de 15 a 100 fatalidades.
	Impacto ambiental	Fuga o derrame externo que se pueda controlar en una semana.
	Perdida de producción o daño a las instalaciones	De 15.00 a 50.00 millones de USD.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Nivel	Aspecto	Descripción
6	Daños al personal	Heridas o daños físicos que pueden resultar en más de 15 fatalidades.
	Efecto en la población	Heridas o daños físicos que pueden resultar en más de 100 fatalidades.
	Impacto ambiental	Fuga o derrame externo que no se pueda controlar en una semana.
	Pérdida de producción o daño a las instalaciones	Mayor de 50 millones de USD.

Tabla 5. Nivel de frecuencias de riesgo.

Nivel	Frecuencia	Descripción
1	Extremadamente raro	Evento que es posible que ocurra, pero que a la fecha no existe algún registro.
2	Muy raro	Ocurre solamente una vez en la vida útil de la planta.
3	Raro	Ocurre una vez en un período entre 5 y 10 años.
4	Poco frecuente	Ocurre una vez en un período entre 3 y 5 años.
5	Frecuente	Ocurre una vez en un período entre 1 y 3 años.
6	Muy frecuente	Ocurre una o más veces por año.

La frecuencia de la causa y la gravedad de la consecuencia, las establecerá el GMAER de acuerdo a su experiencia y a los parámetros establecidos anteriormente en la norma.

Si se combinan los valores de frecuencia y consecuencia de las tablas 4 y 5 se obtiene una matriz, a la que se le denomina matriz para la estimación del índice de riesgo, en la ilustración 4^[19] se muestra.



		CONSECUENCIA					
		1	2	3	4	5	6
FRECUENCIA	6	C	B	A	A	A	A
	5	C	B	B	A	A	A
	4	C	C	B	A	A	A
	3	C	C	B	A	A	A
	2	C	C	C	B	B	A
	1	C	C	C	C	B	B

Daños al personal

		CONSECUENCIA					
		1	2	3	4	5	6
FRECUENCIA	6	C	B	A	A	A	A
	5	C	B	A	A	A	A
	4	C	B	A	A	A	A
	3	C	B	A	A	A	A
	2	C	B	A	A	A	A
	1	C	C	B	A	A	A

Efecto en la población

		CONSECUENCIA					
		1	2	3	4	5	6
FRECUENCIA	6	C	B	A	A	A	A
	5	C	B	B	A	A	A
	4	C	B	B	B	A	A
	3	C	C	C	B	A	A
	2	C	C	C	C	B	A
	1	C	C	C	C	C	B

Impacto ambiental

		CONSECUENCIA					
		1	2	3	4	5	6
FRECUENCIA	6	B	B	A	A	A	A
	5	C	B	B	A	A	A
	4	C	C	B	B	A	A
	3	C	C	C	B	B	A
	2	C	C	C	C	B	A
	1	C	C	C	C	C	B

Pérdida de producción o daño a las instalaciones

Ilustración 4. Matriz para la estimación del índice de riesgo.

La frecuencia y consecuencia juegan un papel importante al valorar los índices o niveles de riesgo; por lo tanto, entre mayor sea la exactitud con lo cual se estimen la frecuencia y la gravedad de los accidentes, la calidad del análisis será mayor. Esta matriz permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, y determinar las prioridades sobre las acciones recomendadas asignándoles una letra de la A a la C^[1], en donde:



Tipo A – Riesgo no tolerable (región roja): Los riesgos de este tipo deben provocar acciones inmediatas para implementar las recomendaciones generadas en el ARP. El costo no debe ser una limitación y el hacer nada no es una opción aceptable. Estos riesgos representan situaciones de emergencia y deben establecerse controles temporales inmediatos. Las acciones deben reducirlos a una región de riesgo ALARP (As Low As Reasonably Practicable, tan bajo como sea razonablemente práctico) y en el mejor de los casos, hasta riesgo tolerable.

Tipo B – Riesgo ALARP (región amarilla): Los riesgos que se ubiquen en esta región deben estudiarse a detalle mediante el análisis de tipo costo-beneficio para que pueda tomarse una decisión en cuanto a que se tolere el riesgo o se implementen recomendaciones que permitan reducirlos a la región de riesgo tolerable.

Tipo C – Riesgo tolerable (región verde): El riesgo es de bajo impacto y es tolerable, aunque pueden tomarse acciones para reducirlo. Se deben mantener las medidas preventivas que permiten mantener estos niveles de riesgo en valores tolerables.

Las protecciones que se requieran adicionar al sistema deben cumplir con alguno de los siguientes objetivos:

- Reducir la frecuencia o probabilidad de las causas de los posibles accidentes, para lo cual se deben aplicar medidas preventivas para evitar que pasen accidentes o reducir su frecuencia.
- Reducir las consecuencias de los posibles accidentes, para lo cual se deben aplicar medidas preventivas, que disminuyan los efectos de posibles fugas, derrames, incendios y explosiones.

Y mientras que eliminar cualquier riesgo es lo preferido, no es siempre posible. De cualquier modo, siempre se trata de eliminar la causa y únicamente donde sea necesario tratar de mitigar las consecuencias.



2.5. Descripción del proceso

La demanda a nivel mundial de productos que satisfagan las necesidades de la población en materia de transporte, obtención de combustibles industriales y domésticos, industria de transformación, etc.; ha representado el motor fundamental para que las grandes refinerías y complejos petroquímicos que se encargan de abastecerlos de materias primas, se ocupen de aumentar la seguridad de sus procesos. A fin de no detener la producción, no reportar pérdidas humanas ni económicas y responsabilizarse sobre la seguridad laboral.

Ya que la inversión en la producción de combustibles fósiles, representa al país un verdadero gasto económico, las refinerías no pueden parar su producción por accidentes acontecidos en algunas de sus plantas, debido a que tal evento impactaría a toda la producción.

Considerando los aspectos antes citados, se realizó el ARP para la integración de la bomba de anillo líquido con el fin de identificar riesgos que en caso de convertirse en accidentes impactarían de forma negativa no solo a la planta de destilación al vacío; sino también, a las siguientes plantas de proceso:

Planta de destilación atmosférica. El crudo procedente de yacimientos (mezcla de crudo maya e istmo), es sometido a un proceso de desalado, después pasa por un tren de intercambiadores y calentadores a fuego directo para aumentar su temperatura y posteriormente llevarse a cabo la destilación. Los productos obtenidos son nafta ligera, nafta pesada, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario y residuo primario.

Planta reductora de viscosidad. Su objetivo es reducir la viscosidad del residuo de vacío mediante tratamiento térmico, para su envío como carga a la planta de desintegración catalítica (FCC, Fluid Cracking Catalytic).



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Planta de desintegración catalítica. Desintegra a través de craqueo catalítico fluidizado a los gasóleos provenientes de la planta de destilación al vacío y gasóleo pesado primario, en esta planta se obtiene la mayor producción de gasolina de la refinería; además de aceite cíclico ligero, aceite cíclico pesado y residuo catalítico.

Planta hidrodesulfuradora de naftas. Mediante una corriente de gas rica en hidrógeno y un catalizador selectivo se trata a las corrientes de nafta provenientes de la planta FCC, planta de destilación atmosférica y de la estabilizadora de naftas, para eliminar azufre, oxígeno y nitrógeno. A fin de preparar la carga de la planta reformadora, obteniéndose gasolina desulfurada, gas amargo, gas LP, pentanos e isohehexanos.

Planta reformadora de naftas. Incrementa el índice de octano de la gasolina desulfurada mediante reformación catalítica. Se obtiene gas reformado, hidrógeno (aprovechado de las plantas de hidrodesulfuración) y gasolina reformada, la cual es enviada a mezcla de gasolinas (Pool de gasolinas).

Planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos. Elimina ácido sulfhídrico (H_2S) mediante absorción con dietanolamina (DEA) de las corrientes procedentes de las plantas de hidrodesulfuración. Además se separan los gases ligeros provenientes de la planta hidrodesulfuradora de naftas y reformadora, los productos son gas combustible, propano, isobutano, n-butano, pentanos, hexanos, turbosina pesada y gas residual.

Planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios. Elimina por medio de hidrogenación catalítica los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, metales y olefinas contenidos en los destilados intermedios (turbosina, kerosina y diesel) para obtener gas combustible, turbosina, kerosina y diesel desulfurados.

Planta estabilizadora de naftas. Estabiliza la nafta de despunte proveniente de la planta de destilación atmosférica. Se obtienen gas LP amargo y nafta estabilizada que será enviada a la planta hidrodesulfuradora de naftas.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Planta MTBE (metil-ter-butiléter). Produce MTBE utilizado en la mezcla de gasolinas como antidetonante. La corriente de butanos/butilenos proveniente de la planta catalítica se hace reaccionar con metanol para producir MTBE, la reacción es de tipo selectiva a isobutenos.

Planta TAME (ter-amil-metiléter). La producción de TAME se realiza mediante la reacción selectiva entre hidrocarburos C_5 y metanol. El TAME es utilizado como antidetonante en las gasolinas.

Planta de alquilación. En la planta se produce gasolina alquilada con alto número de octano. El proceso involucra la unión de propileno o butilenos con isobutano, en presencia de ácido fluorhídrico o sulfúrico como catalizador, para formar una isoparafina denominada alquilado.

Planta isomerizadora de butanos. En la planta se convierte el butano de cadena lineal en isobutano a través de un catalizador de platino y presencia de hidrógeno. La alimentación proviene de la planta fraccionadora de hidrocarburos ligeros y pesados.

Con la descripción anterior de cada planta se pone en evidencia la relación directa de las unidades de proceso. Debido a que los productos obtenidos de una planta son enviados como carga a otra, es importante que ninguna de las unidades de proceso pare, falle o disminuya el rendimiento de los productos obtenidos por consecuencia de accidentes o incidentes que afectan a la línea de producción.

En la ilustración 5 se encuentra el diagrama de bloques del proceso de refinación

[25]



2.5.1. Planta de destilación al vacío

La unidad de destilación al vacío tiene la capacidad de procesar 90,000 barriles por día (BPD) de crudo reducido atmosférico tipo cretácico (istmo) o mezcla 69% vol. cretácico y 31% vol. marino (maya) proveniente de la unidad de destilación atmosférica y de tanques de almacenamiento.

La separación se lleva a cabo mediante destilación al vacío en una torre de alto vacío. Los productos que se obtienen de esta torre son: Gasóleo Ligero de Vacío (GOL “AV”), Gasóleo Pesado de Vacío (GOP “AV”) y residuo de vacío, las corrientes son enviadas a planta FCC, a planta reductora de viscosidad y/o tanques de almacenamiento respectivamente ^[25].

En la tabla 6 se presenta la caracterización de las principales corrientes en L.B. y en la ilustración 6 se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) de la planta de destilación al vacío.

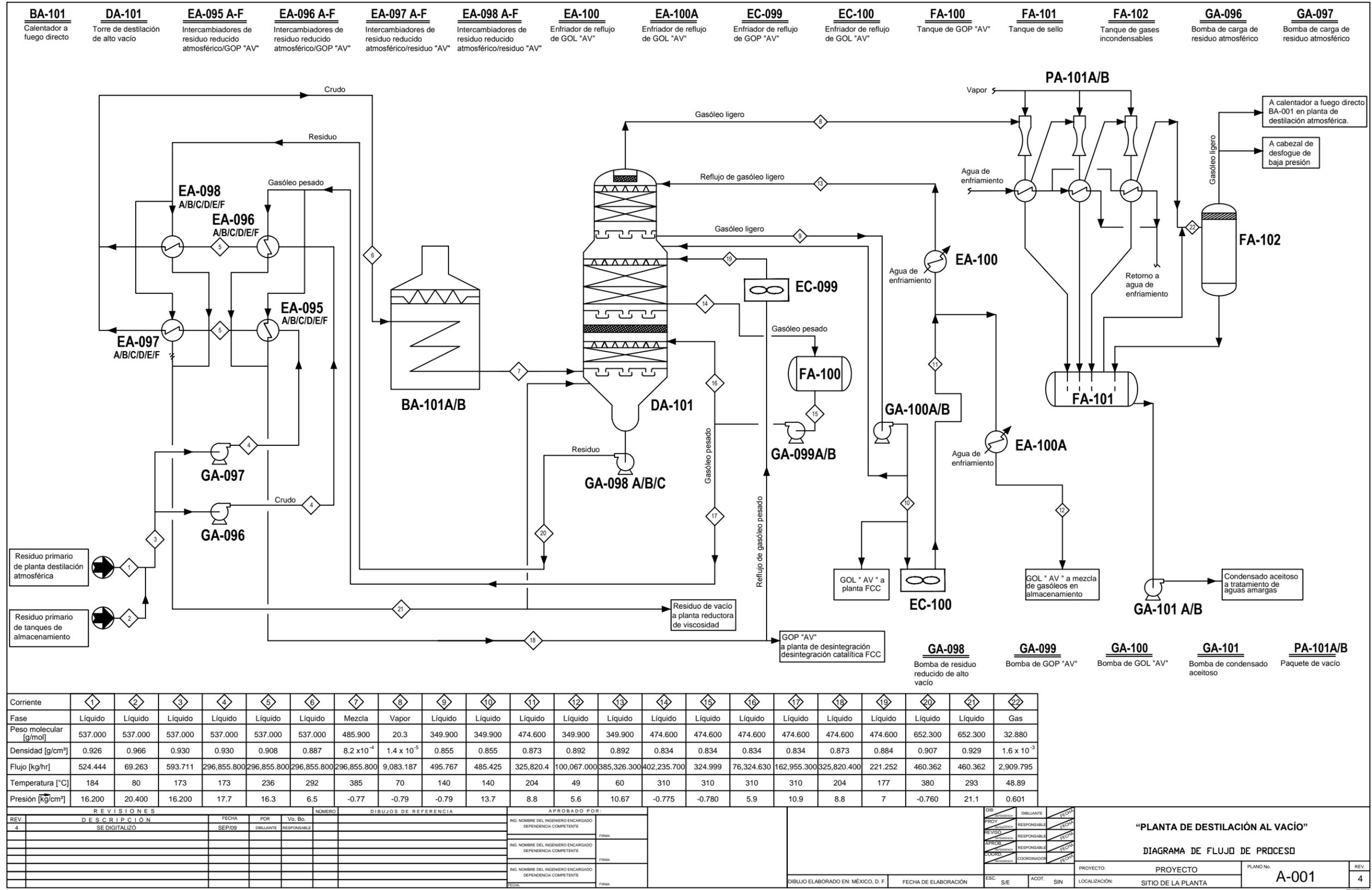
Tabla 6. Caracterización de corrientes de proceso.

Corriente N	Crudo reducido atmosférico 1 - 2	GOL “AV” 11 - 12	GOP “AV” 18	Residuo reducido de alto vacío 21
Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Peso molecular [g/mol]	537	349.90	474.60	652.30
°API	10.47	24.32	17.50	4.95
Densidad [g/cm ³]	0.93 – 0.97	0.85 – 0.89	0.87	0.93
Flujo [**BPD] a 16°C	79,500 – 10,500	16,650 – 16,650	33,300	56,600
Temperatura [°C]	184 – 80	140 - 49	204	293
Presión [kg/cm ²]	16.20 - 20.40	5.90 - 5.60	8.80	21.10

** 1 barril = 158.987 litros ^[26].



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Gas	
Peso molecular [g/mol]	537.000	537.000	537.000	537.000	537.000	537.000	485.900	20.3	349.900	349.900	474.600	349.900	349.900	474.600	474.600	474.600	474.600	474.600	474.600	474.600	652.300	652.300	32.880
Densidad [g/cm ³]	0.926	0.966	0.930	0.930	0.908	0.887	8.2 x 10 ⁻⁴	1.4 x 10 ⁻⁵	0.855	0.855	0.873	0.892	0.892	0.834	0.834	0.834	0.834	0.873	0.884	0.907	0.929	1.6 x 10 ⁻³	
Flujo [kg/hr]	524.444	69.263	593.711	296,855.800	296,855.800	296,855.800	296,855.800	9,083.187	495.767	485.425	325,820.4	100,067.000	385,326.300	402,235.700	324.999	76,324.630	162,955.300	325,820.400	221.252	460.362	460.362	2,909.795	
Temperatura [°C]	184	80	173	173	236	292	385	70	140	140	204	49	60	310	310	310	310	204	177	380	293	48.89	
Presión [kg/cm ²]	16.200	20.400	16.200	17.7	16.3	6.5	-0.77	-0.79	-0.79	13.7	8.8	5.6	10.67	-0.775	-0.780	5.9	10.9	8.8	7	-0.760	21.1	0.601	

REVISIONES				DIBUJOS DE REFERENCIA				APROBADO POR:				PROYECTO				
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo. Bo.	NÚMERO	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	PROYECTO	PLANO No.	REV.
4	SE DIGITALIZÓ	SEP/09	DIBUJANTE	RESPONSABLE										PROYECTO	A-001	4
DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO, D. F.												FECHA DE ELABORACIÓN		LOCALIZACIÓN: SITIO DE LA PLANTA		

Ilustración 6. DFP. Planta de destilación al vacío.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



La planta de destilación al vacío está dividida en tres secciones, a continuación se describen ^[25]:

- Sección de carga y precalentamiento. El residuo primario cuya temperatura oscila entre 170 a 180°C y $16 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$ de presión, es enviado por las bombas GA-097 y GA-096 a la sección de precalentamiento, conformado por dos trenes de intercambiadores. Cada tren recibe la corriente a una presión de $18 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$. A continuación la corriente se alimenta a uno de los dos calentadores a fuego directo BA-101 A/B, donde esta alcanza una temperatura de hasta 396°C.
- Sistema de destilación. La torre de destilación al vacío DA-101 recibe su alimentación a 385 °C. El gasóleo ligero se extrae de la torre a 140°C, el gasóleo pesado a 310 °C y el residuo de alto vacío a 380 °C. El GOL “AV” es enviado por las bombas GA-100 A/B como reflujo a la torre DA-101, como carga a planta FCC y otra corriente pasa al enfriador EA-100 A para ser enviado a tanques de almacenamiento. El GOP “AV” llega al FA-100, después es enviado por las bombas GA-099 A/B como reflujo a la torre de destilación DA-101 y al tren de precalentamiento para ser enfriado a 204°C antes de llegar como carga a planta FCC. El residuo reducido de vacío es enviado mediante las bombas GA-098 A/B/C al tren de precalentamiento, en donde se enfría de 360°C a 293 °C para ser enviado a planta reductora de viscosidad o tanques de almacenamiento.
- Sistema de vacío. Denominado también como paquete de vacío, está constituido por los siguientes sistemas: dos trenes de eyectores, condensadores, un tanque de sello, un tanque de incondensables y dos bombas. El sistema de vacío tiene como propósito reducir la presión en la torre de destilación DA-101 y mantenerla a $0.02 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$, para destilar los productos sin tener que aumentar más la temperatura.



2.5.2. Sistema de vacío

El sistema de vacío tiene el propósito de reducir la presión en la torre de destilación al vacío DA-101; está constituido por dos trenes de eyectores que operan en paralelo (norte y sur), el tanque de sello FA-101, el tanque de incondensables FA-102 y las bombas GA-101 A/B.

El tren norte se integra por los eyectores VEE-1-N, VEE-2-N y VEE-3-N, los intercondensadores VEA-4-N y VEA-5-N y el post-condensador VEA-6-N. El sur por los eyectores VEE-1-S, VEE-2-S y VEE-3-S, los intercondensadores VEA-4-S y VEA-5-S y el post-condensador VEA-6-S.

La mezcla de hidrocarburos ligeros en fase gas provenientes del domo de la torre de destilación DA-101 y el vapor motriz de los eyectores que se logra condensar en los inter y post-condensadores, pasan al tanque de sello FA-101, en donde se separan los hidrocarburos y condensado aceitoso; este último, se envía mediante la bomba GA-101 al sistema de tratamiento de aguas amargas de la unidad de destilación atmosférica o como recuperado en L.B.

Los gases y vapores que no condensan en el post-condensador de cada tren de eyectores son enviados directamente al tanque de incondensables FA-102, en este tanque se separa el líquido que se arrastra para ser retornado al tanque de sello FA-101 y los gases incondensables se envían al sistema de desfogue húmedo y/o en caso necesario a la chimenea del calentador de crudo reducido BA-001 en la planta de destilación atmosférica ^[25].

A continuación se muestra el sistema de vacío en la ilustración 7.

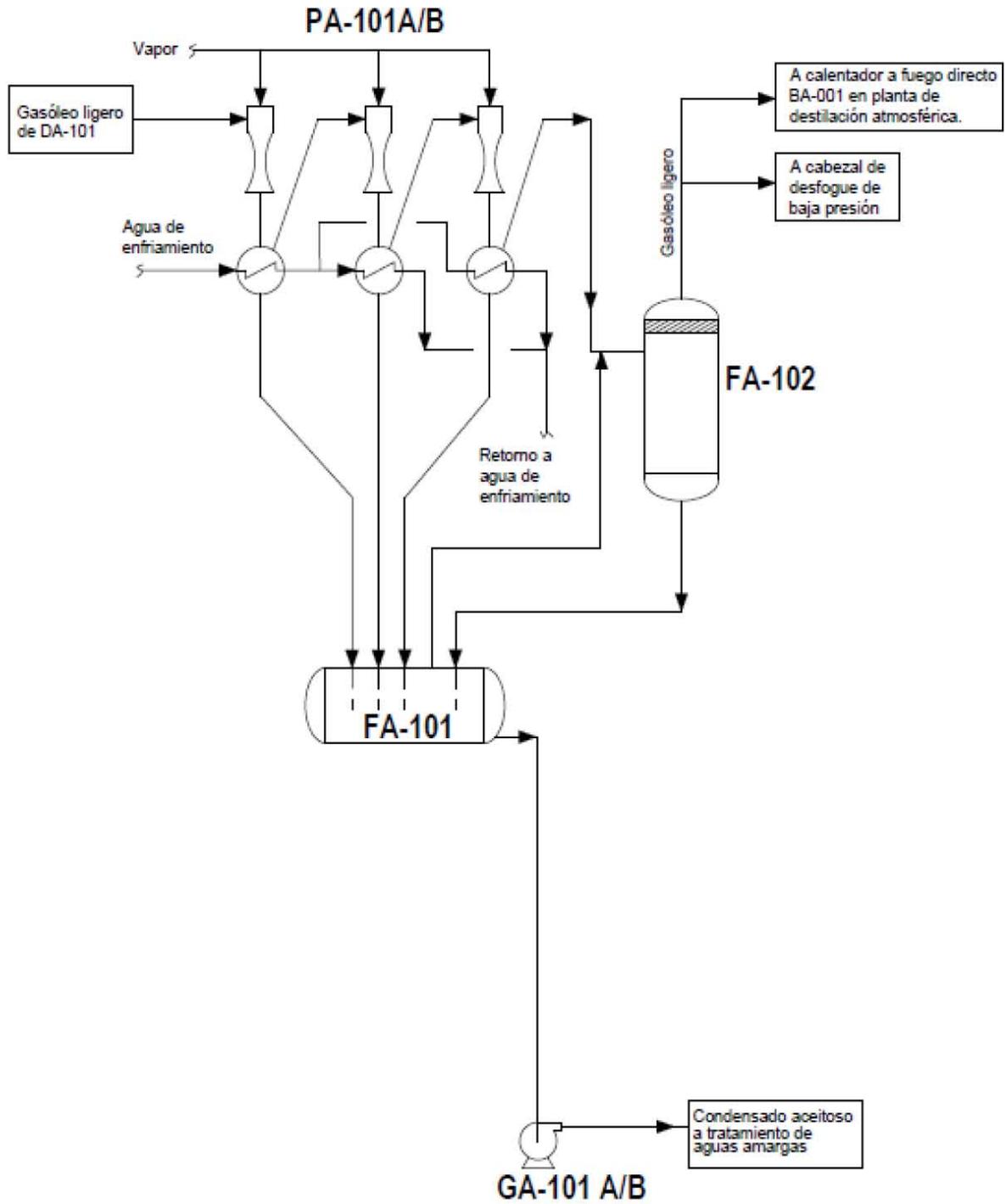


Ilustración 7. Sistema de vacío.



2.5.2.1. Descarga del FA-102 al sistema de desfogue húmedo

Los sistemas de desfogue presentes en plantas de proceso, tienen como finalidad proteger al personal, equipo, instalaciones y medio ambiente; son llamados sistemas de relevo, alivio, recuperación o comúnmente desfogues. Estos son empleados para disponer en forma adecuada y segura las corrientes provenientes de los dispositivos de seguridad instalados en los equipos o líneas de proceso. Los cuales actúan generalmente como respuesta a condiciones de sobrepresión^{viii} o aumento de flujo, causados por condiciones anormales de proceso (fallas operacionales), falla en servicios auxiliares, fuego, etc. Las fallas más comunes por las cuales puede relevar una planta al sistema de desfogue se presentan en el suministro del sistema de agua de enfriamiento (SAE), energía eléctrica, fuego, descargas bloqueadas, etc.

Los sistemas de desfogue se componen por dispositivos de relevo de presión (válvulas de seguridad), líneas y equipos (tanque de sello, tanque de incondensables, bombas, quemadores, etc.). Las corrientes se deben conducir en cabezales de desfogue con características similares como: la composición, la presión de descarga o temperatura de descarga ^[27].

En el caso de estudio, la corriente de gasóleo ligero incondensable proveniente del FA-102 se releva al cabezal de desfogue húmedo o de baja presión para ser conducido a un Módulo Anticontaminante Ambiental (MAA), cuyo destino final es un quemador tipo fosa.

Al cabezal de desfogue de baja presión descargan las siguientes plantas: reductora de viscosidad, destilación atmosférica y de vacío I, MTBE y TAME, despentanizadora, alquilación, FCC II, hidrosulfuradora, reformadora, tratadora de naftas de hidrocarburos y tanques de almacenamiento ^[25]. En la ilustración 8 se muestra un diagrama de bloques del sistema de desfogue de baja presión.

^{viii} Sobrepresión. Se define como el incremento de presión manométrica sobre la presión permisible de trabajo.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO

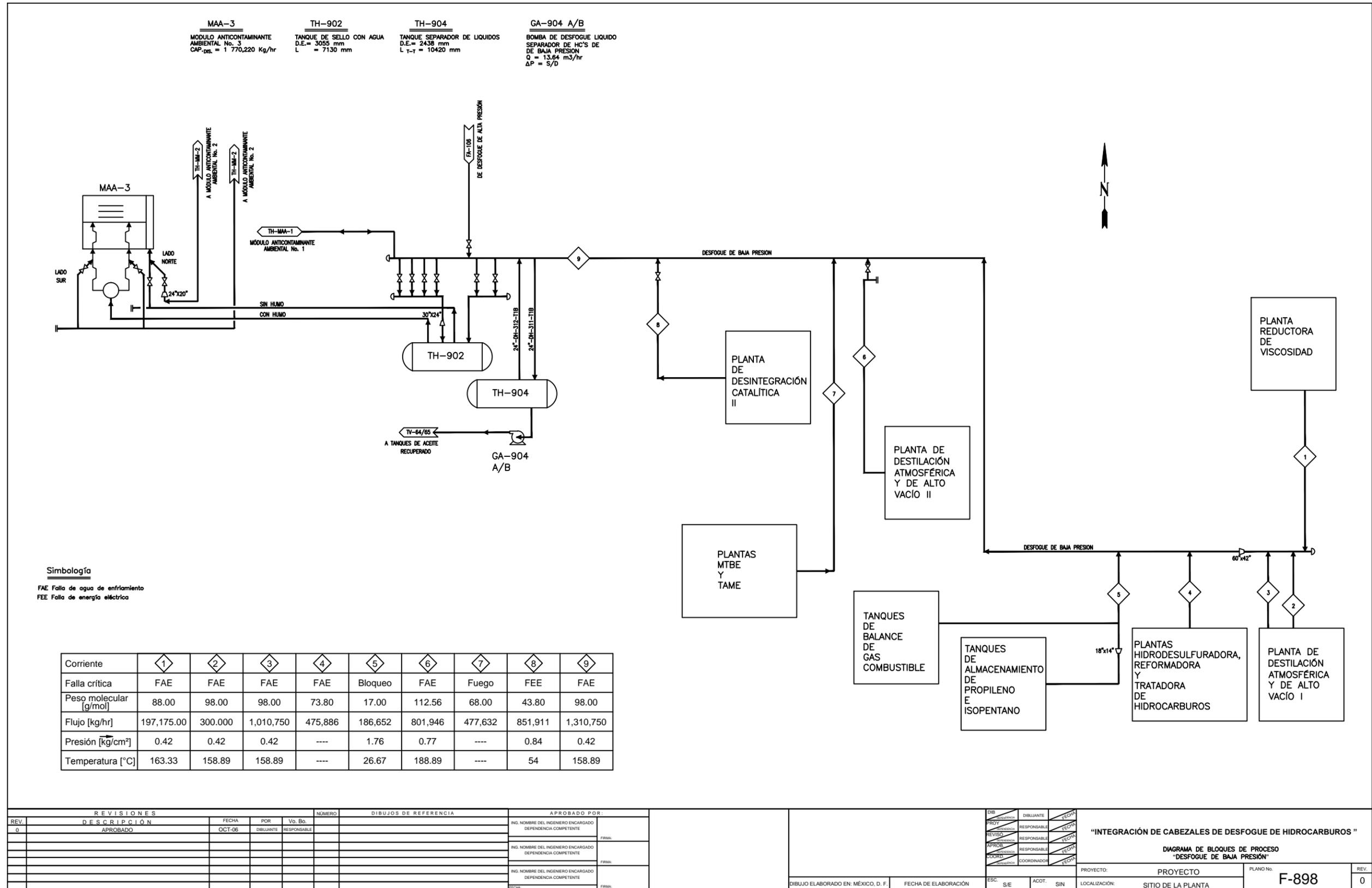


Ilustración 8. Diagrama de bloques del sistema de desfogue a baja presión.



2.6. Descripción de la problemática actual

Actualmente, algunas descargas provenientes de otras plantas de proceso de la refinería, aumentan la presión en el cabezal del sistema de desfogue; a donde, son enviados los gases incondensables del FA-102. Este incremento, provoca un aumento en la presión del sistema de vacío, reduciendo la eficiencia de destilación en la torre DA-101; ya que, al elevar la presión en la torre se aumenta la temperatura requerida para alcanzar los puntos de ebullición de separación de los productos de la destilación.

De acuerdo a lo anterior, se propuso la integración de un paquete de vacío, cuyo equipo principal es una bomba de anillo líquido; para así mantener el vacío en la torre de destilación DA-101 y en consecuencia evitar los problemas de sobrepresionamiento antes mencionados. Además de recuperar una corriente de hidrocarburos ligeros que puede ser aprovechada en la planta FCC I.

2.7. Paquete de vacío

El *paquete de vacío* tiene como propósito evitar que el incremento de la presión en el cabezal de desfogue interfiera con el sistema de vacío y con la torre de destilación al vacío DA-101; así como aprovechar la corriente de hidrocarburos ligeros incondensables provenientes de dicho sistema, enviándolos a la planta FCC a una presión de $5 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$ abs.

El paquete tiene la capacidad de recibir $1,853 \text{ m}^3/\text{h}$ de hidrocarburos incondensables a condiciones de $1.6 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$ abs y $48 \text{ }^\circ\text{C}$. Consta de una bomba de anillo líquido GA-10 y su relevo, un tanque separador FA-104, una bomba para alimentar el agua requerida para la formación del anillo líquido GA-11 con su relevo y una bomba para enviar condensado aceitoso GA-12 con relevo.



La corriente de alimentación al paquete de vacío se encuentra caracterizada de acuerdo a la tabla 7.

Tabla 7. Composición de la corriente de alimentación.

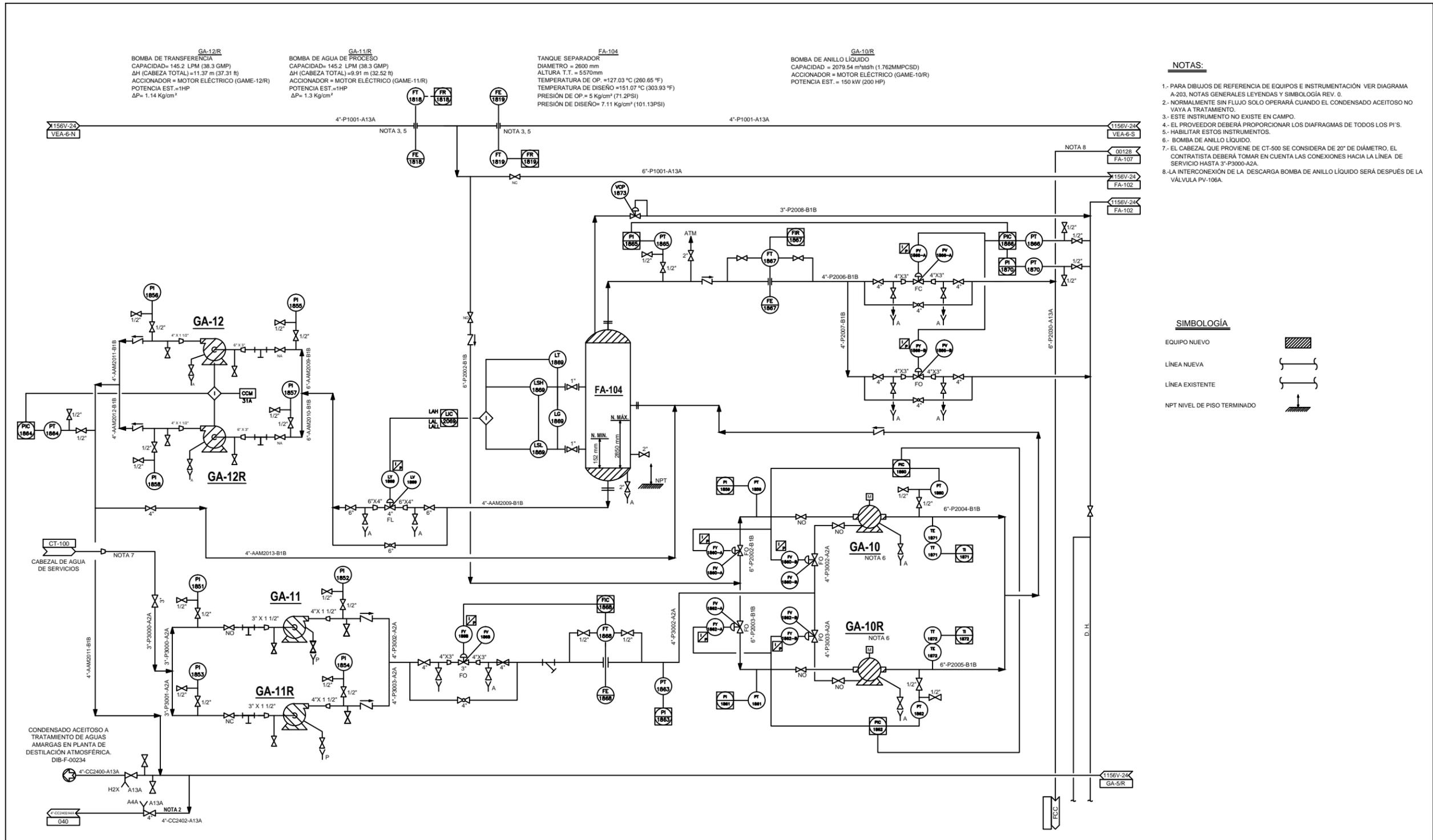
Componente	% mol
C ₁	15.21
C ₂	9.72
C ₂ =	1.06
C ₃	8.75
C ₃ =	3.77
nC ₄	5.01
iC ₄	0.93
2-Cis-C ₄ =	0.60
2-Trans-C ₄ =	0.71
iC ₄ =	1.57
1-C ₄ =	1.38
iC ₅	1.57
nC ₅	2.24
O ₂	1.79
H ₂	4.09
N ₂	5.65
CO ₂	0.10
H ₂ S	25.92
Inertes	1.35
H ₂ O	8.58
Total	100.00

En la línea **6"-P1001-A13A** se realizará la conexión con el sistema propuesto mediante la nueva línea **6"-P2002-B1B**. Esta alimentará a la bomba de anillo líquido GA-10, para elevar la presión de la corriente de hidrocarburos ligeros proveniente de los post-condensadores VEA-6-N y VEA-6-S a $5 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2 \text{ abs}$ ^[28].

En la ilustración 9 se muestra el Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) de la integración de la bomba de anillo líquido.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- NOTAS:**
- PARA DIBUJOS DE REFERENCIA DE EQUIPOS E INSTRUMENTACIÓN VER DIAGRAMA A-203, NOTAS GENERALES LEYENDAS Y SIMBOLOGÍA REV. 0.
 - NORMALMENTE SIN FLUJO SOLO OPERARÁ CUANDO EL CONDENSADO ACEITOSO NO VAYA A TRATAMIENTO.
 - ESTE INSTRUMENTO NO EXISTE EN CAMPO.
 - EL PROVEEDOR DEBERÁ PROPORCIONAR LOS DIAFRAGMAS DE TODOS LOS PI'S.
 - HABILITAR ESTOS INSTRUMENTOS.
 - BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO.
 - EL CABEZAL QUE PROVIENE DE CT-500 SE CONSIDERA DE 20" DE DIÁMETRO. EL CONTRATISTA DEBERÁ TOMAR EN CUENTA LAS CONEXIONES HACIA LA LÍNEA DE SERVICIO HASTA 3"-P3000-A2A.
 - LA INTERCONEXIÓN DE LA DESCARGA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO SERÁ DESPUÉS DE LA VÁLVULA PV-106A.

- SIMBOLOGÍA**
- EQUIPO NUEVO
 - LÍNEA NUEVA
 - LÍNEA EXISTENTE
 - NPT NIVEL DE PISO TERMINADO

REVISIONES				DIBUJOS DE REFERENCIA				APROBADO POR:				DIB				"DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y DE DETALLE PARA LA INSTALACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO A LA SALIDA DEL TREN DE EYECTORES DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO"												
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo. Bo.	NÚMERO	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	PROY.	DIBUJANTE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	
0	APROBADO PARA INGENIERÍA DE DETALLE	----	DIBUJANTE	RESPONSABLE																								

Ilustración 9. DTI. Integración bomba de anillo líquido.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Las válvulas localizadas en las líneas **6"-P1001-A13A** y **6"-P2002-B1B** son manuales. La válvula correspondiente a la primera línea debe estar cerrada y la otra abierta, para así mantener el flujo de alimentación de los hidrocarburos ligeros al sistema propuesto. La bomba GA-10 recibe la corriente de hidrocarburos a $1.41 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$ abs y $48 \text{ }^\circ\text{C}$ de temperatura aproximadamente.

La bomba de anillo líquido GA-10 cuenta con alimentación de agua a través de la línea **4"-P3002-A2A** para formar el anillo líquido. El agua proviene de la torre de enfriamiento CT-100 en condiciones de $5.3 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$ y $32 \text{ }^\circ\text{C}$ mediante la bomba GA-11.

La descarga de la bomba GA-10 alimenta mediante la línea **6"-P2004-B1B** al tanque separador FA-104, diseñado para operar a una presión de $5 \overline{\text{kg}}/\text{cm}^2$ abs y a una temperatura de $127 \text{ }^\circ\text{C}$, en este tanque se separa el condensado aceitoso de los gases incondensables. En caso de sobrepresión en el tanque FA-104, la válvula controladora de presión **VCP-1873** releva al cabezal de desfogue húmedo.

La bomba GA-12 envía el condensado a través de la línea **4"-AAM2011-B1B** a tratamiento de aguas amargas en L.B. y los gases se envían a través de la línea **4"-P2006-B1B** a planta FCC, o bien al sistema de desfogue mediante la línea **4"-P2007-B1B**.

El envío de los gases incondensables a planta FCC o sistema de desfogue húmedo está sujeto a condiciones de operación de la planta FCC; se realizará con el cierre de la válvula **PV-1866-A** y apertura de la válvula **PV-1866-B** ^[28].



2.7.1. Bomba de anillo líquido

Los medios empleados para producir vacío son diversos, ejemplo de ello son los extractores o ventiladores para depresiones muy pequeñas, bombas de vacío y generadores de vacío de aire comprimido (eyectores) ^[29].

La *bomba de anillo líquido* es una máquina rotatoria de desplazamiento positivo que consigue comprimir un gas mediante un impulsor radial con álabes, montado en una carcasa elíptica o excéntrica, la cual está parcialmente llena de un fluido ^[30].

La bomba se encuentra constituida por un impulsor con paletas o álabes dispuestos de forma radial y excéntrico respecto a la carcasa. Al girar el impulsor, el líquido adopta la forma de anillo concéntrico con la carcasa por efecto de la fuerza centrífuga. Entre el anillo formado por el líquido, los álabes y el impulsor se forma una cámara, en la que tiene lugar la aspiración y posterior expulsión de gas.

Las principales ventajas de esta bomba radican en que, al no existir roce entre el impulsor y la carcasa, debido a la interferencia del anillo líquido, el desgaste entre las piezas es bajo; el anillo también, hace de lubricante y refrigerante. La bomba maneja fluidos en fase gas (los que se extraen del sistema) y fase líquida (para la formación del anillo). Como inconveniente principal presenta el calentamiento y evaporación parcial del líquido, hecho que disminuye la eficiencia de la bomba.

La bomba de anillo líquido aspira o succiona gas a través de la cámara A-B (Ver ilustración 10) hasta el interior de la bomba, aprisionado entre cada dos álabes del impulsor que gira excéntricamente respecto al anillo líquido formado en la periferia con la carcasa.

Las variaciones de volumen encerrado entre los álabes crean primero una depresión y seguidamente una compresión del gas en el ciclo B-C hasta la descarga a través de la cámara C-D mezclado con el anillo líquido ^[31].

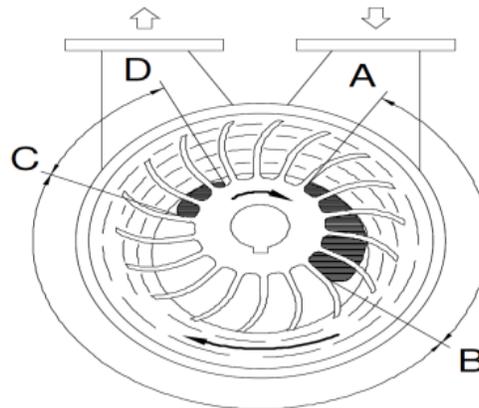


Ilustración 10. Esquema de la bomba de anillo líquido.

Las bombas de vacío de anillo líquido deben ser alimentadas por un líquido sin partículas sólidas en suspensión. La temperatura del líquido para formar el anillo debe ser menor a 80 °C, densidad entre 0.8 y 1.2 g/cm³ y la viscosidad inferior a 0.4 cm²/s. El gas aspirado debe tener una temperatura aproximada a 100 °C.

El sistema propuesto es abierto, por lo que el líquido debe ser suministrado continuamente durante la operación de la bomba. En la ilustración 11 se muestra el principio de operación de la bomba de anillo líquido ^[29].

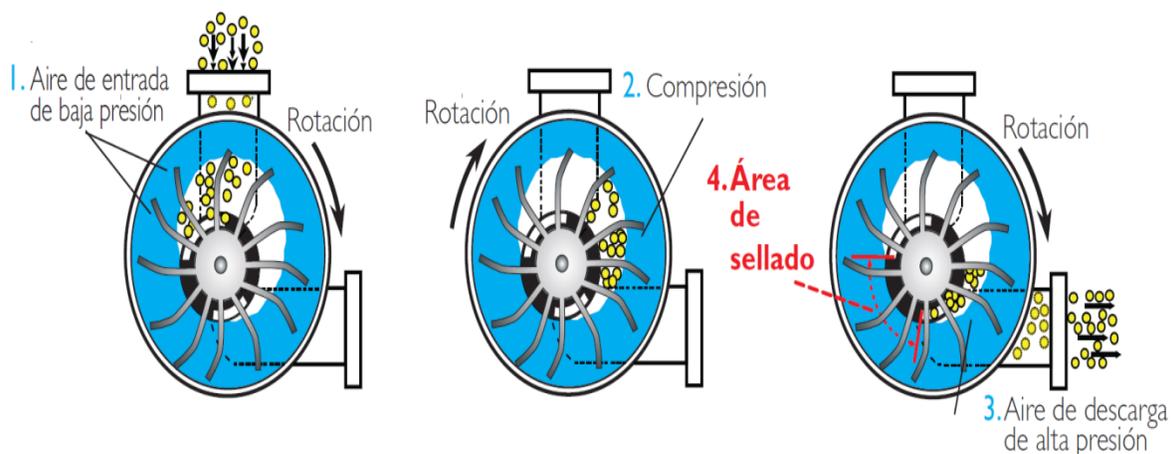


Ilustración 11. Esquema de operación de la bomba de anillo líquido.



Capítulo 3. Metodología

La integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido se realizó para evitar problemas de sobrepresionamiento en la torre DA-101. El ARP correspondiente a dicha integración se desarrolló al finalizar la etapa de ingeniería de detalle del proyecto, con la finalidad de identificar y jerarquizar los riesgos que pudieran estar presentes en etapa de operación.

La metodología utilizada fue el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp; ya que esta, fue desarrollada para evaluar riesgos operativos en plantas de proceso. Además de estar establecida por la normatividad nacional e internacional como altamente recomendable para la identificación de riesgos en etapa de ingeniería de detalle en la expansión o modificación de procesos industriales.

En el presente estudio se utilizó la guía DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3, para determinar el nivel de frecuencia, consecuencia de los riesgos identificados e índice de riesgo.

3.1. Etapas

Las etapas de trabajo en las que se realizó el ARP fueron las siguientes.

- Conformación del equipo especialista en Análisis de Riesgos de Proceso. Se designó al líder y secretario encargados de realizar el análisis, estos conocen la metodología Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp.
- Selección de la metodología. Se analizaron las características del caso de estudio, en base a la normatividad nacional e internacional se determinó cual era la más adecuada a emplear.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- Recopilación de información. La información requerida para el ARP en el caso de estudio se generó durante la etapa de ingeniería básica y de detalle del diseño.
- Determinación de circuitos y nodos. De acuerdo a la información proporcionada (filosofía de operación, diagramas, etc.) se analizó el proceso y se realizó esta determinación.
- Conformación del GMAER. Se realizó un listado preliminar de los especialistas que conformarían este grupo.
- Acuerdo de sesiones HazOp. Se determinó número, fecha y horario de las sesiones requeridas para realizar el análisis.
- Sesión HazOp. Durante la sesión se desarrolló y documentó el ARP.
- Informe HazOp. Se recopiló y entregó la información generada durante las etapas de trabajo anteriormente descritas.

3.1.1. Selección de la metodología

Se utilizó la metodología Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp para realizar el ARP de la integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido, en la fase de diseño del proyecto.

La selección de la metodología HazOp se realizó con base a la normatividad y aplicación del cuestionario anexo a la norma DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3. La ilustración 12 muestra el resultado del cuestionario aplicado en el caso de estudio.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



SECTOR: X
PLANTA O INSTALACIÓN: PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO
MAQUINARIA O EQUIPO: INTEGRACIÓN DE LA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO GA-10
TIPO DE ARP: INICIAL

FECHA DE ELABORACIÓN:
23-FEBRERO-2012

DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO						
No.	PREGUNTAS	PUNTOS	SI	NO	NA	NOTAS
1	Introduce o aumenta las instalaciones eléctricas o térmicas (subestaciones eléctricas, hornos, entre otros).	5		X		
2	Involucra adicionar e incrementar nuevos materiales o sustancias corrosivas, reactivas, explosivos, tóxicos, inflamables o biológico (CRETIB) al proceso, planta o sector. (Materia prima, productos, subproductos e insumos).	9		X		
3	Involucra incrementar significativamente la exposición del personal a materiales peligrosos (por ejemplo: toma de muestras, ambiente con vapores o polvos, etc.)	6		X		
4	Involucra un cambio o instalación nueva del Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS), incluyendo Nivel de Integridad de Seguridad (SIL) y/o Sistema de Paro por Emergencia (ESD)).	36		X		
5	Involucra el adicionar procesos o instalaciones que clasificadas como Altamente Riesgosas por SEMARNAT.	15		X		
6	Contempla la construcción o aumento de capacidad de un almacén de sustancias con características CRETIB.	10		X		
7	Involucra nuevas reacciones químicas y/o altera las características de peligrosidad de las sustancias o materiales involucrados.	10		X		
8	El cambio hace que las variables del proceso salgan de los límites normales de operación pre-establecidos (aumentos o disminuciones de temperatura, presión, etc.).	10		X		
9	Reordena o altera la secuencia de la filosofía de operación (el proceso y equipo existente).	6		X		
10	Incluye o requiere la instalación de sistemas de contención / control de fugas y derrames.	5		X		
11	Incluye o requiere la instalación de sistema de detección de fugas y derrames.	5		X		
12	Incluye o requiere la instalación de sistemas de protección para limitar los daños por radiación o sobrepresión de nubes explosivas.	8		X		
13	Existirán con el desarrollo del cambio impactos al ambiente (aire, agua, suelo, etc.) y/o potenciales impactos a comunidades internas o externas.	8		X		
14	Existe la posibilidad de que con el cambio o modificación se formen atmósferas (olores, humos o vapores) que ofrezcan riesgo de incendio, explosión o salud a los trabajadores.	8		X		
15	Aumentará el nivel de ruido del área en donde se integrará el cambio o modificación.	4		X		
16	El cambio o modificación requiere dar aviso a áreas internas (Planta, Sector o Refinería) o externo (Entidad Privada, Entidad Paraestatal, Licenciador, Autoridad, etc.)	5	X			
17	Involucra el cambio o actualización de un procedimiento (operativo, seguridad, mantenimiento, etc.)	6	X			
18	Se requiere utilizar equipo de protección personal (E.P.P.) especial para desarrollar la actividad.(Fase Operativa)	10		X		
19	Modifica la clasificación de áreas peligrosas.	18	X			
20	Actividades que involucra el incremento de personal por actividades de mantenimiento (preventivo o correctivo) y servicios (fase operativa).	5		X		
21	Involucra la reubicación o construcción de estructuras civiles (caseta, accesos, soportes, edificios, otros).	5	X			
TOTAL DE PUNTOS OBTENIDOS			34			

Ilustración 12. Cuestionario para seleccionar el método utilizado en el ARP.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Con el puntaje obtenido en el cuestionario, la norma DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3 sugiere que el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp es el adecuado para el caso de estudio (ver la tabla 2 del anexo E).

Los códigos 29 CFR 1910.119 y 40 CFR 68.67 señalan a la metodología HazOp como altamente recomendable para aplicarse en la identificación de riesgos de proceso.

La NOM-028-STPS-2004 indica que la metodología HazOp es útil para identificar riesgos y eventos iniciadores de accidentes (ver la tabla B.1 del anexo A).

La norma NRF-018-PEMEX-2007 señala que se debe utilizar el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp en etapa de ingeniería de detalle del proyecto, en expansión y/o modificación del proceso (ver anexo D). La norma menciona que esta metodología ayuda a identificar problemas en fase de operación que pueden comprometer la capacidad de producción de la instalación.

La normatividad nacional e internacional recomienda a la metodología HazOp para emplearse en el caso de estudio. Realizar el ARP con esta metodología en etapa de ingeniería de detalle evidenciará fallas de diseño, que indudablemente ocasionarán accidentes en la operación del sistema.

3.1.2. Recopilación de información.

La norma DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3, indica la información requerida para realizar un ARP mediante el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp, la tabla 8 presenta la información.



Tabla 8. Información para realizar un Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp ^[19].

Método	Información mínima requerida
Análisis de riesgos y operabilidad HazOp	<p><i>Materiales, sustancias y residuos peligrosos.</i></p> <ul style="list-style-type: none">- Características físico-químicas, toxicidad, volatilidad, inflamabilidad y otros.- Inventario- cantidad de materiales y sustancias peligrosas.- Determinar cantidad de materiales en almacenamiento, en proceso y/o transporte.- Determinar la cantidad de residuos peligrosos generados y/o almacenados. <p><i>Proceso.</i></p> <ul style="list-style-type: none">- Química del proceso (en caso de ser necesario).- Diagramas (DFP y DTI).- Datos técnicos y características de equipos.- Materiales de construcción.- Sistemas de relevo y de venteo.- Modalidades energéticas requeridas para el proceso, transporte y/o almacenamiento.- Balances de materia y energía de materiales, sustancias y residuos peligrosos.

Sin embargo, este requerimiento de información se debe analizar de acuerdo a cada caso de estudio.

Considerando la descripción del proceso propuesto para la integración de la bomba de anillo líquido se enlistan las siguientes características consideradas en el caso de estudio.

- No hay almacenamiento de sustancias, ni generación de residuos peligrosos.
- No ocurren reacciones químicas.
- El proyecto no se encuentra en fase de construcción, se considera que la especificación de material propuesta para tuberías está apegado a la normatividad aplicable.



3.1.2.1. Información disponible para el estudio

Con la información presentada a continuación se cubre el requerimiento de información para realizar el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp, mostrado en la tabla 8.

Características físico-químicas, toxicidad, volatilidad, inflamabilidad y otros.

Las corrientes de proceso se componen principalmente de H_2S , C_1 , C_2 , C_3 , H_2O , N_2 , nC_4 , H_2 , iC_5 , O_2 . En el anexo G se muestran las hojas de datos de seguridad de dichos compuestos.

Cantidad de materiales en proceso y balance de materia. En la tabla 9 se muestra el balance de materia de las principales corrientes de proceso.

Tabla 9. Balance de materia.

Corriente	48	49	50	51	52	53
Fase	Líquido	Gas	Líquido/gas	Gas	Líquido	Líquido
Peso molecular [g/mol]	18.016	32.880	20.320	32.880	18.016	18.016
Densidad [g/cm ³]	1	1.6×10^{-3}	1.04×10^{-2}	4.9×10^{-3}	1	1
Flujo [kg/h]	8,700	2,910	11,610	2,910	8,700	8,700
Temperatura [°C]	32	48.89	127.03	127.03	127.03	127.03
Presión [$\overrightarrow{kg/cm^2}$]	5.31	1.41	5.00	5.00	5.00	5.00

La numeración de las corrientes corresponde a la mostrada en el diagrama de la ilustración 14 *DFP. Integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido.*

Diagramas. Se revisaron los diagramas de flujo de proceso y de tubería e instrumentación, a continuación se enlistan.

- DFP. Planta de destilación al vacío.
- DFP. Paquete bomba de anillo líquido.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- DTI. Paquete bomba de anillo líquido.

Datos técnicos y características de equipos. Se consultaron las hojas de datos de los equipos e información sobre su capacidad, condiciones de operación, servicio, etc.

Modalidades energéticas requeridas para el proceso. En la tabla 10 se presentan las condiciones de operación de los equipos que componen al paquete de vacío bomba de anillo líquido.

Tabla 10. Condiciones de operación.

Equipo	TAG	Servicio	Capacidad [*GPM]	Presión de entrada [$\overline{\text{kg/cm}^2}$]	Temperatura de entrada [°C]	Presión de salida [$\overline{\text{kg/cm}^2}$]	Temperatura de salida [°C]
Bomba de anillo líquido	GA-10	Hidrocarburos ligeros	1.76 x 10 ⁶ **PCSD	1.41	48.9	5.00	127
		Agua	38.3	5.31	32		
Bomba de agua de proceso	GA-11	Agua de proceso	38.3	4.00	32	5.31	32
Bomba de transferencia	GA-12	Condensado aceitoso	38.3	5.00	127	6.14	127

Equipo	TAG	Servicio	Nivel [mm]	Presión [$\overline{\text{kg/cm}^2}$]	Temperatura [°C]
Tanque de separación	FA-104	Condensado aceitoso	3002	5.00	127

* GPM: Galones por minuto.

** PCSD: Pies cúbicos estándar por día.

Otros documentos utilizados. Se cuenta con las bases de diseño, criterios de diseño, filosofía de operación preliminar de la instalación, diagrama de lazo de control, hojas de datos y especificación de instrumentos.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Bases de diseño. La integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido se realizará en la planta de destilación al vacío. Esta se encuentra ubicada a 2,030 y 2,080 ^[32] msnm (metros sobre el nivel del mar), con clima cálido-semiseco-templado con lluvias en verano.

- Temperatura media anual de 17.7 °C, máxima promedio de 25.5 °C y mínima promedio de 9.8 °C.
- Humedad relativa promedio es 65.6%, relativa máxima es 84.2% y relativa mínima es 52.8%.
- Zona sísmica, tipo “B”^{ix}.
- Precipitación pluvial media anual 518.4 mm, máxima mensual 235.5 mm y mínima mensual 0.5 mm.
- Vientos reinantes norte-oeste (verano) / sur-este (invierno) y vientos dominantes norte-este a sur-oeste.
- Atmósfera corrosiva.
- Presión barométrica de 595 mmHg.
- Servicios auxiliares como energía eléctrica, aire de instrumentos, agua de enfriamiento, gas natural, gas combustible y vapor (media y baja presión). Los servicios están disponibles en la planta de destilación al vacío donde se instalará el paquete de vacío con la bomba de anillo líquido.

Criterios de diseño. El paquete de vacío bomba de anillo líquido se diseñó para recibir una corriente de gasóleo ligero en fase gas proveniente de la salida de los eyectores con capacidad de 27,810 BPD a una temperatura de 48.9 °C y presión de 1.41 $\overrightarrow{\text{kg}}/\text{cm}^2$ abs.

- Presión máxima de operación 5 $\overrightarrow{\text{kg}}/\text{cm}^2$ a la descarga del equipo bomba de anillo líquido.
- Presión a la succión 1.41 $\overrightarrow{\text{kg}}/\text{cm}^2$ a la succión del equipo bomba de anillo líquido.

^{ix} Según el Servicio Sismológico Nacional (SSN): La zona sísmica tipo “b” es donde se registran sismos no tan frecuentemente o son zonas afectadas por altas aceleraciones pero que no sobrepasan el 70% de la aceleración del suelo ^[33].



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- La temperatura de diseño es 48.9 °C correspondiente a la succión de la bomba anillo líquido, obtenida a la salida de los post-condensadores.
- El flujo másico total a la salida de los post-condensadores de la tercera etapa de compresión es de 2,909.8 kg/h.
- Las señales de medición provenientes de la instalación en campo de nuevos instrumentos de presión, temperatura, nivel y flujo para el paquete de sistema de vacío, serán enviadas al tablero de control actual de la planta.
- Las condiciones anormales presentes en el Sistema Digital de Monitoreo y Control (SDMC) deben generar una señal de alarma visual y audible asociada. La señal de alarma visual debe ser desplegada en las estaciones de operación y mantenimiento. Las condiciones anormales que debe considerar son las siguientes.
 - a) Señales fuera de rango.
 - b) Ocurrencia de alarmas absolutas (alto, muy-alto, bajo, muy-bajo).
 - c) Ocurrencia de alarmas relativas (desviación o razón de cambio).
 - d) Ocurrencia de alarmas de autodiagnóstico.
 - e) Circuitos abiertos.
 - f) Fallas de los transmisores de proceso.
 - g) Conmutación automática o manual en dispositivos redundantes (unidades de control, módulos de alimentación eléctrica, canales de comunicación).



3.1.3. Determinación de circuitos y nodos

Previo a que se llevará a cabo la sesión HazOp, el líder y secretario del ARP determinaron los circuitos y nodos del análisis. Esta determinación se realizó en base a la descripción y análisis del proceso. Además, se delimitaron los circuitos y nodos en los siguientes diagramas.

- DFP. Integración de la bomba de anillo líquido.
- DTI. Integración de la bomba de anillo líquido.

3.1.4. Conformación del GMAER

El líder del ARP solicitó la participación activa del personal encargado del diseño de la integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido; así como, del personal responsable de la operación, instrumentación y seguridad de la planta de destilación al vacío. En la siguiente tabla se muestra el listado del personal.

Tabla 11. Lista de especialistas para conformar el GMAER.

Personal de la planta de destilación al vacío	
Nombre	Especialidad
Ingeniero especialista 1	Operación y Proceso
Ingeniero especialista 2	Instrumentos
Ingeniero especialista 3	Mecánica
Ingeniero especialista 4	Seguridad

Personal encargado del diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido	
Nombre	Especialidad
Ingeniero especialista 4	Coordinador de Proyecto
Ingeniero especialista 5	Proceso
Ingeniero especialista 6	Proceso
Ingeniero especialista 7	Instrumentos
Ingeniero especialista 8	Seguridad



Personal especialista en ARP	
Nombre	Especialidad
Líder o facilitador	Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp
Secretario auxiliar	Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp

3.1.5. Acuerdo de sesiones HazOp

El grupo GMAER estimó previamente el número de sesiones necesarias y el tiempo estimado de las mismas, para realizar el ARP mediante la técnica HazOp; comprometiéndose a la asistencia del 100% de sesiones acordadas.

El facilitador basándose en su experiencia, la complejidad del proceso a analizar, la capacidad del proceso y disponibilidad del resto del grupo GMAER; ayudó con la estimación del total de sesiones. Se acordó una sesión de trabajo.

3.1.6. Sesión HazOp

En esta sesión se realizó el ARP mediante la técnica de Análisis de Riesgo y Operabilidad HazOp, el GMAER otorgó el visto bueno a la determinación del circuito y nodos realizada por el líder y secretario. Además se identificaron los posibles escenarios de riesgos^x o causas, desviaciones, consecuencias (que pueden afectar al personal, comunidad, al medio ambiente e instalaciones), frecuencia, índice de riesgo, protecciones o salvaguardas existentes para amortiguar el riesgo. De acuerdo a lo anterior se generaron recomendaciones encaminadas a disminuir los riesgos en etapa de operación del paquete de vacío bomba de anillo líquido.

^x Escenario de riesgo: Determinación de un evento hipotético, en el cual se considera la ocurrencia de un accidente bajo condiciones específicas, definiendo mediante la aplicación de modelos matemáticos y criterios acordes a las características de los procesos y/o materiales, las zonas potencialmente afectables^[5].



El proceso mediante el cual se realizó el análisis se presenta en la ilustración 13.

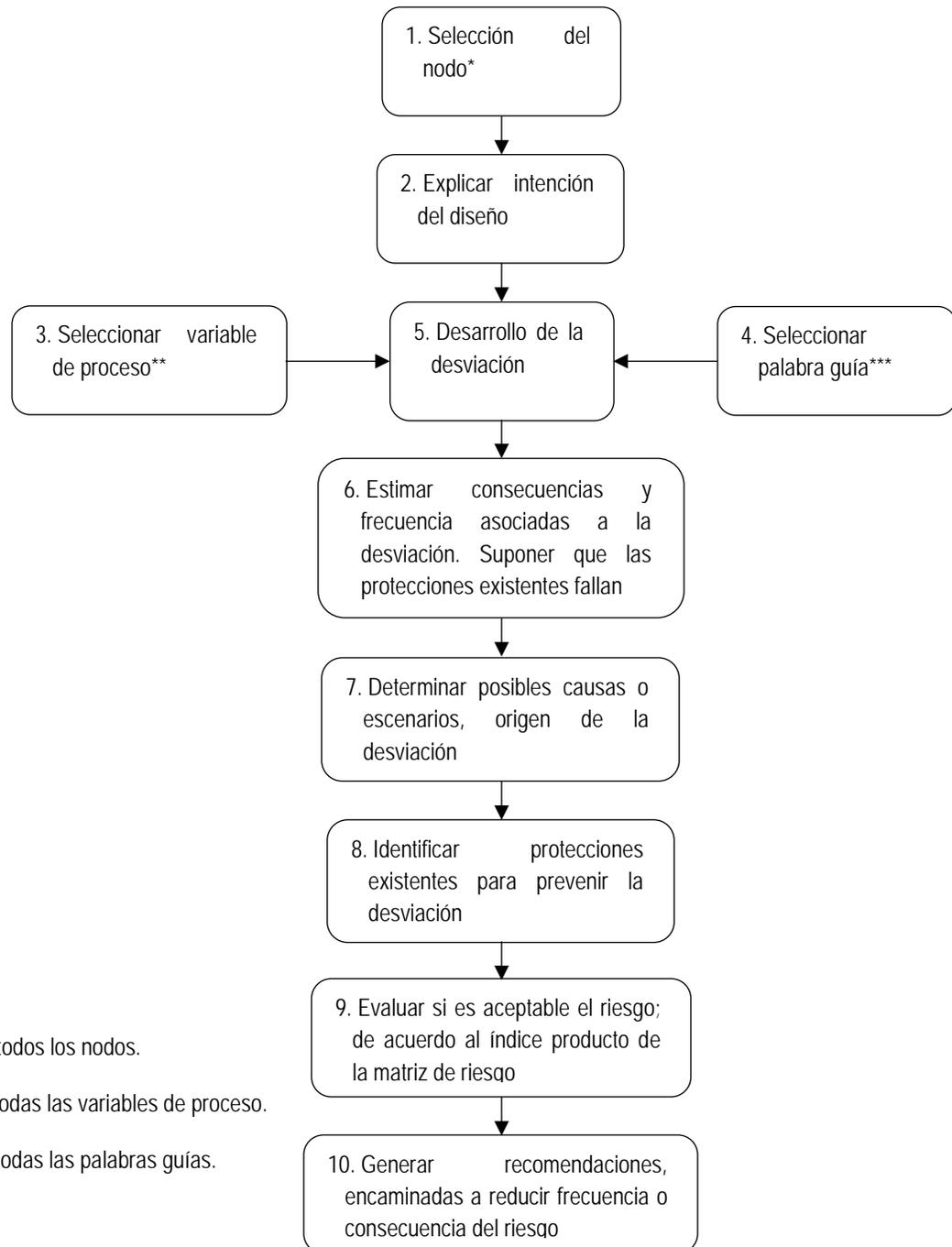


Ilustración 13. Diagrama de flujo del Análisis de Riesgo y Operabilidad HazOp ^[24].



El GMAER colaboró activamente en el análisis, los resultados son producto de los conocimientos y experiencia del grupo aportados en la lluvia de ideas o *brainstorming*^{xi}. Esta herramienta de trabajo fue inherente en el análisis; ya que, en la conformación del GMAER se encontraban presentes especialistas en operación, procesos, instrumentos y seguridad tanto personal de la refinería familiarizados y responsables en la operación de la planta de destilación al vacío, como personal encargado del diseño de la integración del paquete de vacío.

Por lo que la colaboración de cada integrante desde la perspectiva de su especialidad aportaron la información requerida para realizar el ARP.

3.1.6.1. Identificación de desviaciones y escenarios

El desarrollo de las desviaciones se realizó combinando las variables de proceso con las palabras guía. Además se identificaron los posibles escenarios o causas de dichas desviaciones.

En cada nodo se eligieron las variables de proceso que describan las condiciones en las que se encuentra el nodo.

3.1.6.2. Estimación del índice de riesgo

Cada integrante del GMAER colaboró indicando al líder del análisis las consecuencias, frecuencia y nivel de afectación con la que se presentaban problemas operacionales dentro de la planta de destilación al vacío.

Algunos de estos problemas se enlistan a continuación.

^{xi} Lluvia de ideas o brainstorming. Es una herramienta de trabajo grupal, mediante la cual se puede potenciar la participación y creatividad del grupo de trabajo; dicha herramienta permite, obtener un gran número de ideas sobre un determinado tema de estudio, la intervención múltiple se realiza de forma estructurada y sistemática.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- Obstrucciones en equipos, líneas y accesorios.
- Fallas en el suministro de líneas de proceso y servicios auxiliares.
- Fallas en indicadores y transmisores de instrumentos controladores de las variables de proceso.
- Fallas operacionales de equipos.
- Errores operacionales provocados por el personal responsable de la operación del proceso.

Con estas indicaciones, la descripción de los niveles y la matriz de riesgo asociada a la norma DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3, el líder del ARP estableció el índice de riesgo asociado a cada escenario propuesto por el GMAER.

3.1.6.3. Recomendaciones generadas en el análisis

Las recomendaciones son producto de la estimación del índice de riesgo, están encaminadas a reducir el nivel de frecuencia o consecuencia de los riesgos asociados a la fase de operación del proceso.

En la sesión HazOp se analizó si las protecciones existentes en cada escenario eran lo suficientes para reducir alguno de los niveles de interés. En los casos en que las protecciones fueron insuficientes o nulas se generaron las recomendaciones pertinentes, especificando las medidas para reducir el nivel de frecuencia o consecuencia.



3.1.7. Entrega de informe

El líder y secretario auxiliar recopilaron toda la información generada e integraron así el informe HazOp. Este fue firmado por cada integrante quedando establecidos la conformidad con el análisis y los resultados.

La entrega del informe se realizó a la entidad responsable del estudio junto con las evidencias de la atención a las recomendaciones en la fase de diseño, para ser anexadas a los documentos generados en la etapa de ingeniería de detalle del proceso analizado. Durante el ARP se generó el siguiente listado de información.

- Lista de asistencia en la cual se anotaron los nombres, área de especialidad, grado académico y firma de cada integrante del GMAER.
- Aprobación de la determinación de circuitos y nodos objeto de estudio del ARP.
- Resultados del ARP mediante la técnica HazOp, este documento fue firmado por los integrantes del GMAER.
- Recomendaciones producto del ARP.
- Minuta^{xii}. Se registró al responsable y fecha de atención de las recomendaciones generadas. Se determinó al personal encargado del diseño del sistema propuesto como responsable de atender las salvaguardas correspondientes a la fase de diseño y responsabilidad del personal involucrado en la operación de la planta de destilación al vacío, cuando dichas salvaguardas se trataran de mantener Buenas Prácticas Operacionales (BPO).

^{xii} Minuta: Cuando se determine que se deben atender las recomendaciones producto del ARP, se generara un documento estableciendo fechas compromiso y el personal responsable de atender dichas recomendaciones.



Capítulo 4. Resultados y discusión

En este capítulo se presentan los resultados de la determinación de circuitos y nodos de la sesión HazOp; así como, las evidencias de la atención a las recomendaciones generadas en el ARP. La secuencia de los resultados mostrados a continuación corresponde a las etapas de trabajo descritas en el capítulo 3. Además se presenta la discusión de dichos resultados en base al proceso propuesto y al documento normativo DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3.

4.1. Circuito y nodos

Previo a la sesión HazOp el líder y secretario del ARP revisaron la filosofía de operación, hojas de datos de seguridad, hojas de datos de equipos, DFP y DTI. De acuerdo al análisis de la información disponible se determinó que el caso de estudio consistía de un circuito y tres nodos.

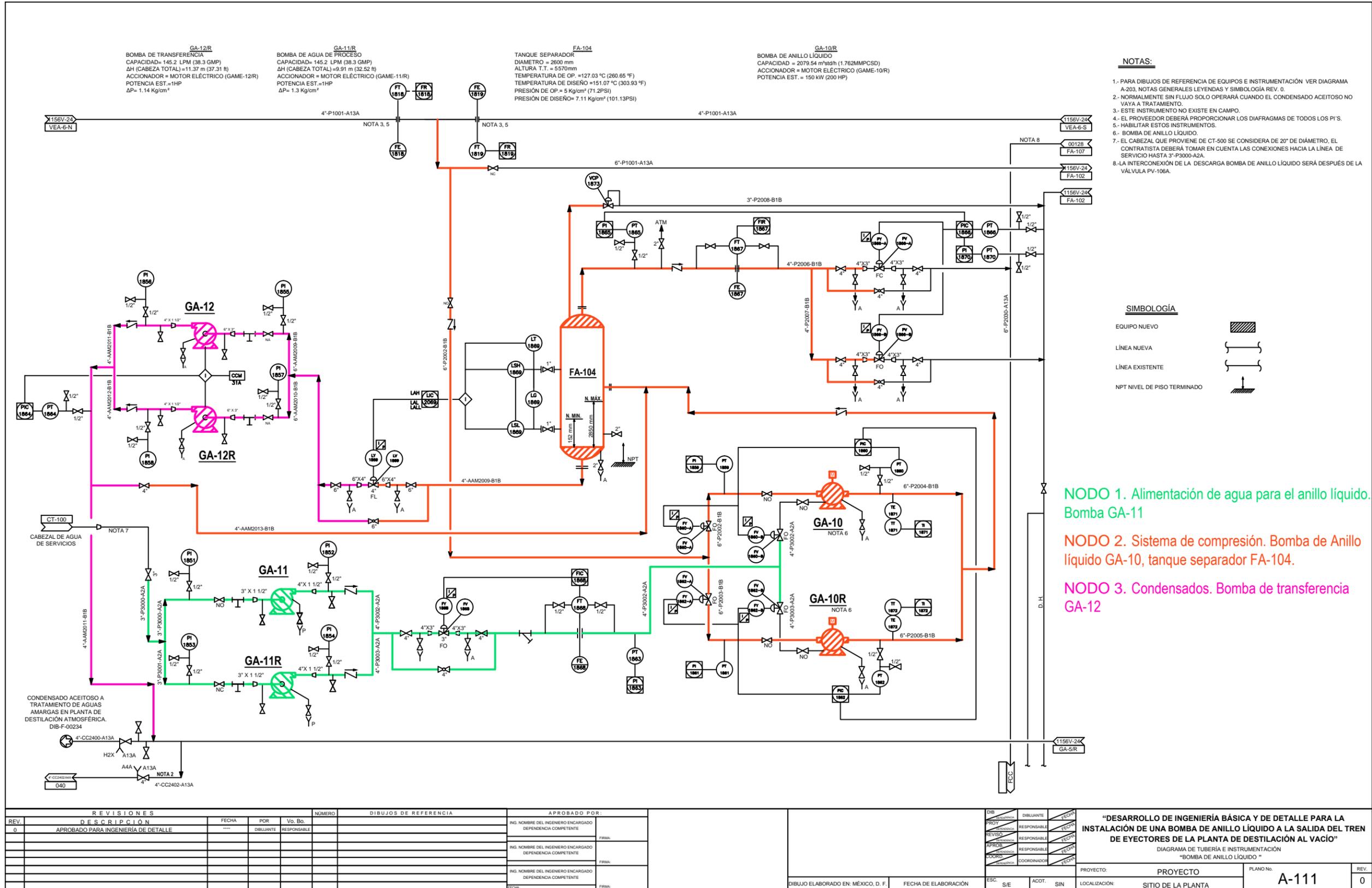
El circuito se encuentra definido en la ilustración 14, mientras que los nodos se delimitan en la ilustración 15 y en la tabla 12 se proporciona una breve descripción de los mismos, indicando los equipos que los componen y diagramas en los que se encuentran representados.

Tabla 12. Nodos analizados con la metodología HazOp.

Nodo	Descripción	Diagramas	
		DFP	DTI
1	Alimentación de agua para el anillo líquido. Bomba GA-11.	A-100	A-111
2	Sistema de compresión. Bomba de anillo líquido GA-10 y tanque separador FA-104.	A-100	A-111
3	Condensados. Bomba de transferencia GA-12	A-100	A-111



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



REVISIONES				DIBUJOS DE REFERENCIA				APROBADO POR:					
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Yd. Bo.	NÚMERO	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE
0	APROBADO PARA INGENIERÍA DE DETALLE	----	DIBUJANTE	RESPONSABLE									

DIB	DIBUJANTE	FECHA	
PROY	RESPONSABLE	FECHA	
REVIS	RESPONSABLE	FECHA	
APRO	RESPONSABLE	FECHA	
COORD	COORDINADOR	FECHA	

"DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y DE DETALLE PARA LA INSTALACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO A LA SALIDA DEL TREN DE EYECTORES DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO"		PROYECTO:	PROYECTO	PLANO No.	A-111	REV.	0
DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN "BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO"		LOCALIZACIÓN:	SITIO DE LA PLANTA				

Ilustración 15. Delimitación de nodos en el DTI.



4.2. Sesión HazOp

Las sesión HazOp se llevó a cabo en las instalaciones de la planta de destilación al vacío con la participación de especialistas en diferentes áreas. En la tabla 13 se mencionan de forma representativa a los participantes del GMAER.

Tabla 13. Lista de asistencia del GMAER.

Personal de la planta de destilación al vacío		
Nombre	Especialidad	Firma
Ingeniero especialista 1	Operación y Proceso	
Ingeniero especialista 2	Instrumentos	
Ingeniero especialista 3	Seguridad	

Personal encargado del diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido		
Nombre	Especialidad	Firma
Ingeniero especialista 4	Coordinador de Proyecto	
Ingeniero especialista 5	Proceso	
Ingeniero especialista 6	Proceso	
Ingeniero especialista 7	Instrumentos	
Ingeniero especialista 8	Seguridad	

Personal especialista en ARP		
Nombre	Especialidad	Firma
Líder o facilitador	Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp	
Secretario auxiliar	Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp	

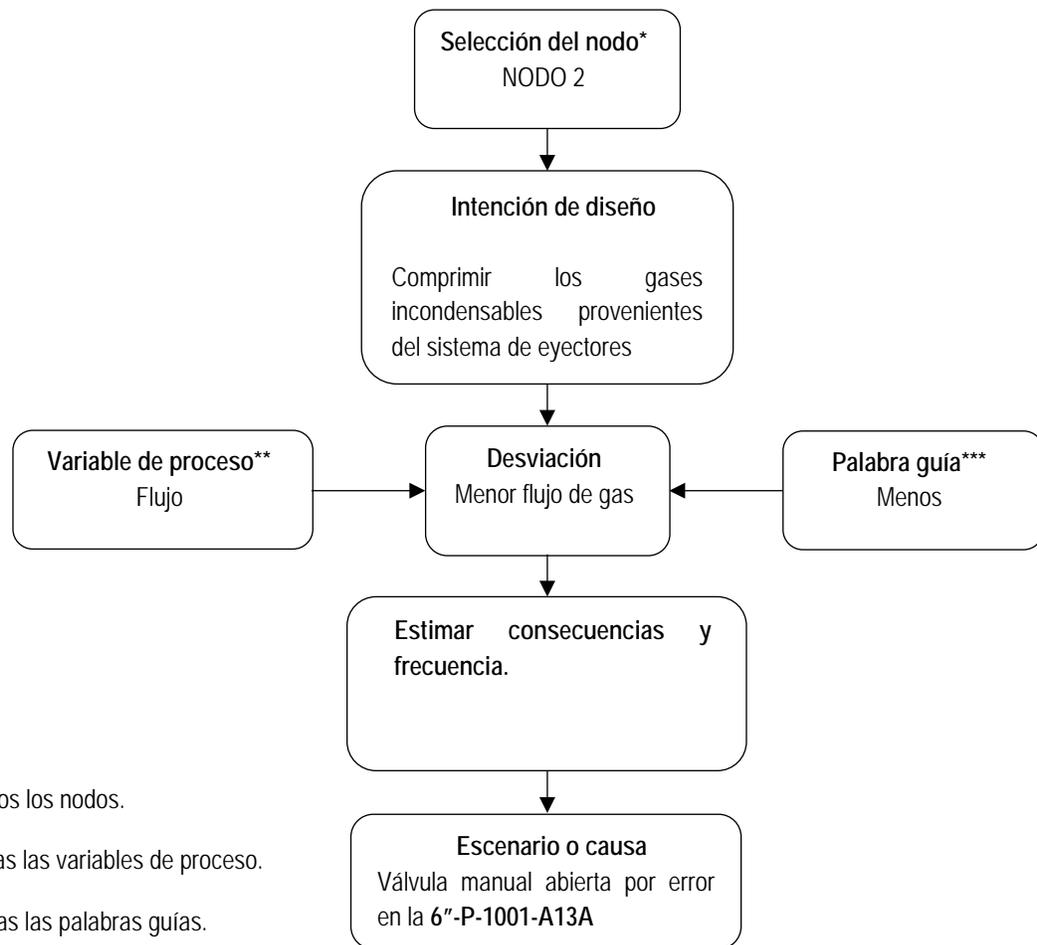
Nota. En la tabla 13 no se reprodujeron las firmas de los participantes.

El personal de la planta de destilación al vacío conoce los aspectos relacionados con la operación, mantenimiento, instrumentación y seguridad de dicha planta. El personal encargado del diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido conoce todos los detalles del sistema propuesto. Mientras que el personal especialista en ARP se encargó de dirigir y documentar el análisis.



4.2.1. Desviaciones y escenarios

La determinación de desviaciones y escenarios en el ARP, sigue la secuencia del diagrama de flujo de Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp mostrado en la ilustración 13 del capítulo anterior. A continuación se ejemplifica dicho proceso, mostrando como se obtuvo el escenario número 13 y su desviación.



* Repetir para todos los nodos.

** Repetir para todas las variables de proceso.

*** Repetir para todas las palabras guías.

Ilustración 16. Determinación del escenario 13 y su desviación.

Con base al proceso mostrado en la ilustración 16, en el análisis se determinaron 23 escenarios diferentes. Algunos son el resultado de más de una desviación de proceso. Las desviaciones y sus escenarios se describen en la tabla 14.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Tabla 14. Desviaciones y escenarios.

No.	Nodo	Palabra guía	Variable de proceso	Desviación	Escenario
1	1	Menos	Flujo	Menor flujo de agua	Obstrucción en el filtro de la bomba GA-11
		Menos	Presión	Baja presión de agua	
2	1	Menos	Flujo	Menor flujo de agua	Falla del transmisor FT-1868 al cerrar la FV-1868
		Más	Presión	Alta presión de agua	
3	1	Menos	Flujo	Menor flujo de agua	Falla en el suministro de agua de servicio
	2	Menos	Presión	Baja presión de descarga de GA-10	
		Menos	Nivel	Bajo nivel en FA-104	
4	1	Más	Flujo	Mayor flujo de agua	Falla de la válvula FV-1868
5	1	Más	Flujo	Mayor flujo de agua	Apertura del directo de la válvula FV-1868
6	1	Más	Flujo	Mayor flujo de agua	Operación simultánea de las bombas GA-11/R
7	1	Menos	Presión	Baja presión de agua	Falla en la bomba GA-11
8	1	Más	Temperatura	Alta temperatura del agua	Agua de servicio a alta temperatura
9	2	Más	Flujo	Mayor flujo de gas	Alta concentración de ligeros
10	2	Más	Flujo	Mayor flujo de gas	Descontrol en la operación del vapor en el banco de eyectores
11	2	Más	Flujo	Mayor flujo de gas	Falla de GA-100
12	2	Más	Flujo	Mayor flujo de gas	Falta de condensación por obstrucción de SAE en el sistema o circuito de eyectores
13	2	Menos	Flujo	Menor flujo de gas	Válvula manual abierta por error en la 6"-P-1001-A13A
14	2	Menos	Flujo	Menor flujo de gas	Válvula manual cerrada por error en la 6"-P-2002-B1B
15	2	Menos	Presión	Baja presión de descarga de GA-10	Falla en la bomba de anillo líquido GA-10
		No	Flujo	Sin flujo hacia desfogue	
16	2	Menos	Presión	Baja presión de descarga de GA-10	Falla del PT-1860, cerrando la FV-1860A/B
17	2	Menos	Presión	Baja presión de descarga de GA-10	Falla en el motor de la bomba GA-10



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



No.	Nodo	Palabra guía	Variable de proceso	Desviación	Escenario
18	2	No	Flujo	Sin flujo hacia desfogue	Falla en el PT-1866
19	2	No	Flujo	Sin flujo hacia desfogue	Falla en el PT-1867
20	2	No	Flujo	Sin flujo hacia desfogue	Apertura del VCP-1873, cuando no se requiere
21	2	Más	Nivel	Alto nivel en FA-104	Falla del LT-1869, cerrando la válvula LV-1869
		Menos	Nivel	Bajo nivel en FA-104	
	3	Más	Flujo	Mayor flujo de condensado aceitoso	
		Menos	Flujo	Menor flujo de condensado aceitoso	
22	3	Menos	Presión	Baja presión de descarga del GA-12	Falla en la bomba GA-12
23	3	Menos	Presión	Baja presión de descarga del GA-12	Obstrucción en el filtro de la bomba GA-12

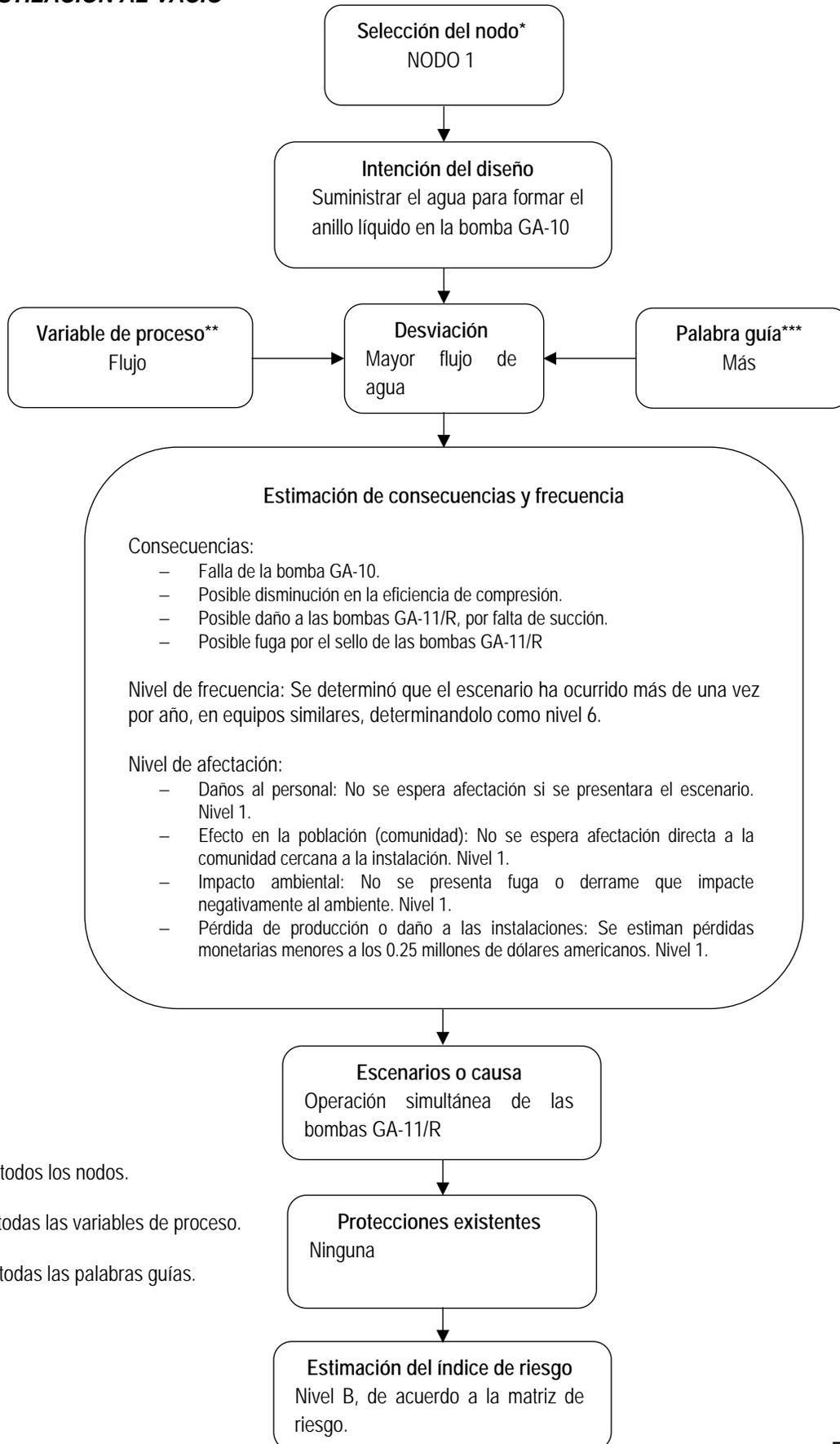
Al elegir las variables de proceso en el desarrollo de las desviaciones operacionales se consideraron aquellas que mejor describían las condiciones en las que se encontró el nodo analizado.

4.2.2. Estimación del índice de riesgo

Se estimó el índice de riesgo de cada escenario a continuación de la determinación de consecuencias, nivel de afectación y nivel de frecuencia con la que se presentan escenarios de riesgo. Lo anterior con base al diagrama de flujo de la ilustración 13. A continuación, siguiendo el diagrama de la ilustración 17, se muestra la estimación del índice de riesgo del escenario 6.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



* Repetir para todos los nodos.

** Repetir para todas las variables de proceso.

*** Repetir para todas las palabras guías.

Ilustración 17. Estimación de consecuencias, gravedad y frecuencia del escenario 6.



Como se describió anteriormente las consecuencias, nivel de frecuencia y afectación fueron establecidas por el GMAER. El líder y el secretario estimaron el índice correspondiente a cada escenario de riesgo con la información de la norma DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3.

El ejemplo de la ilustración 17 corresponde a los resultados del escenario 6 y la estimación de su índice de riesgo se realizó con la matriz de riesgo presentada en la ilustración 18.

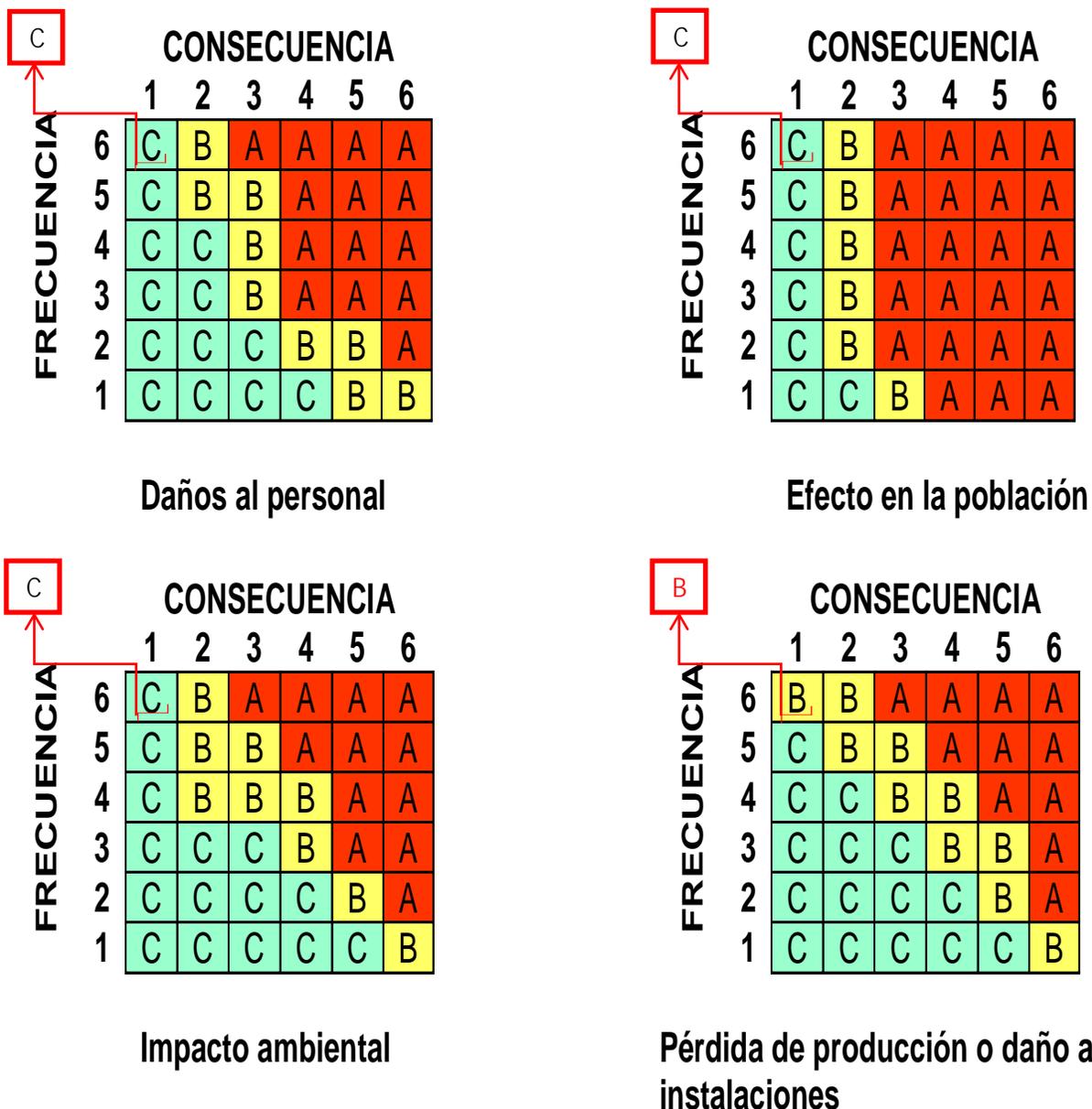


Ilustración 18. Estimación del índice de riesgo del escenario 6.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



El *índice de riesgo* del escenario 6 se estimó de tipo B; ya que el índice de riesgo a las instalaciones fue el de mayor riesgo, se estima que este es el nivel de riesgo es el predominante en el escenario. Con base a las ilustraciones 17 y 18, se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 15.

Tabla 15. Índice de riesgo por escenario.

No.	Escenario	Consecuencias	Nivel de frecuencia	Nivel de consecuencia	Índice de riesgo
1	Obstrucción en el filtro de la bomba GA-11	Daño a la bomba GA-11 Daño a la bomba de vacío GA-10 Sin compresión y presionamiento de la línea de vacío	5	Personal: 1 Comunidad: 1 Ambiente: 1 Instalaciones: 1	C
2	Falla del transmisor FT-1868 al cerrar la FV-1868	Daño a la bomba de vacío GA-10 Sin compresión y presionamiento de la línea de vacío	4	Personal: 1 Comunidad: 1 Ambiente: 1 Instalaciones: 1	C
3	Falla en el suministro de agua de servicio	Daño a la bomba GA-11 Daño a la bomba de vacío GA-10 Sin compresión y presionamiento de la línea de vacío Pérdida de vacío	5	Personal: 1 Comunidad: 1 Ambiente: 1 Instalaciones: 1	C
4	Falla de la válvula FV-1868	Falla de la bomba de vacío GA-10 Posible disminución en la eficiencia de compresión	5	Personal: 1 Comunidad: 1 Ambiente: 1 Instalaciones: 1	C
5	Apertura del directo de la válvula FV-1868	Falla de la bomba de vacío GA-10 Posible disminución en la eficiencia de compresión	3	Personal: 1 Comunidad: 1 Ambiente: 1 Instalaciones: 1	C
6	Operación simultánea de las bombas GA-11/R	Falla de la bomba de vacío GA-10 Posible disminución en la eficiencia de compresión Daño en la bomba GA-11, por falta de succión Posible fuga por el sello de la bomba GA-11	6	Personal: 1 Comunidad: 1 Ambiente: 1 Instalaciones: 1	B



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



No.	Escenario	Consecuencias	Nivel de frecuencia	Nivel de consecuencia	Índice de riesgo
7	Falla en la bomba GA-11	Daño a la bomba de vacío GA-10 Sin compresión y presionamiento de la línea de vacío	6	Personal: 1	B
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
8	Agua de servicio a alta temperatura	Daño a la bomba GA-11 Disminución en la eficiencia de compresión, posible daño al compresor Sin compresión y presionamiento de la línea de vacío	6	Personal: 1	B
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
9	Alta concentración de ligeros	Presionamiento del sistema	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
10	Descontrol en la operación del vapor en el banco de eyectores	Presionamiento del sistema	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
11	Falla de la bomba GA-100	Pérdida de vacío Alta temperatura en la torre DA-101 Falla de la bomba de vacío GA-10, por alta temperatura	1	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
12	Falta de condensación por obstrucción del SAE en el sistema de eyectores	Presionamiento del sistema	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
13	Válvula manual abierta por error en la 6"-P-1001-A13A	Presionamiento del sistema Pérdida de vacío	6	Personal: 1	B
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
14	Válvula manual cerrada por error en la 6"-P-2002-B1B	Presionamiento del sistema Pérdida de vacío	6	Personal: 1	B
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO

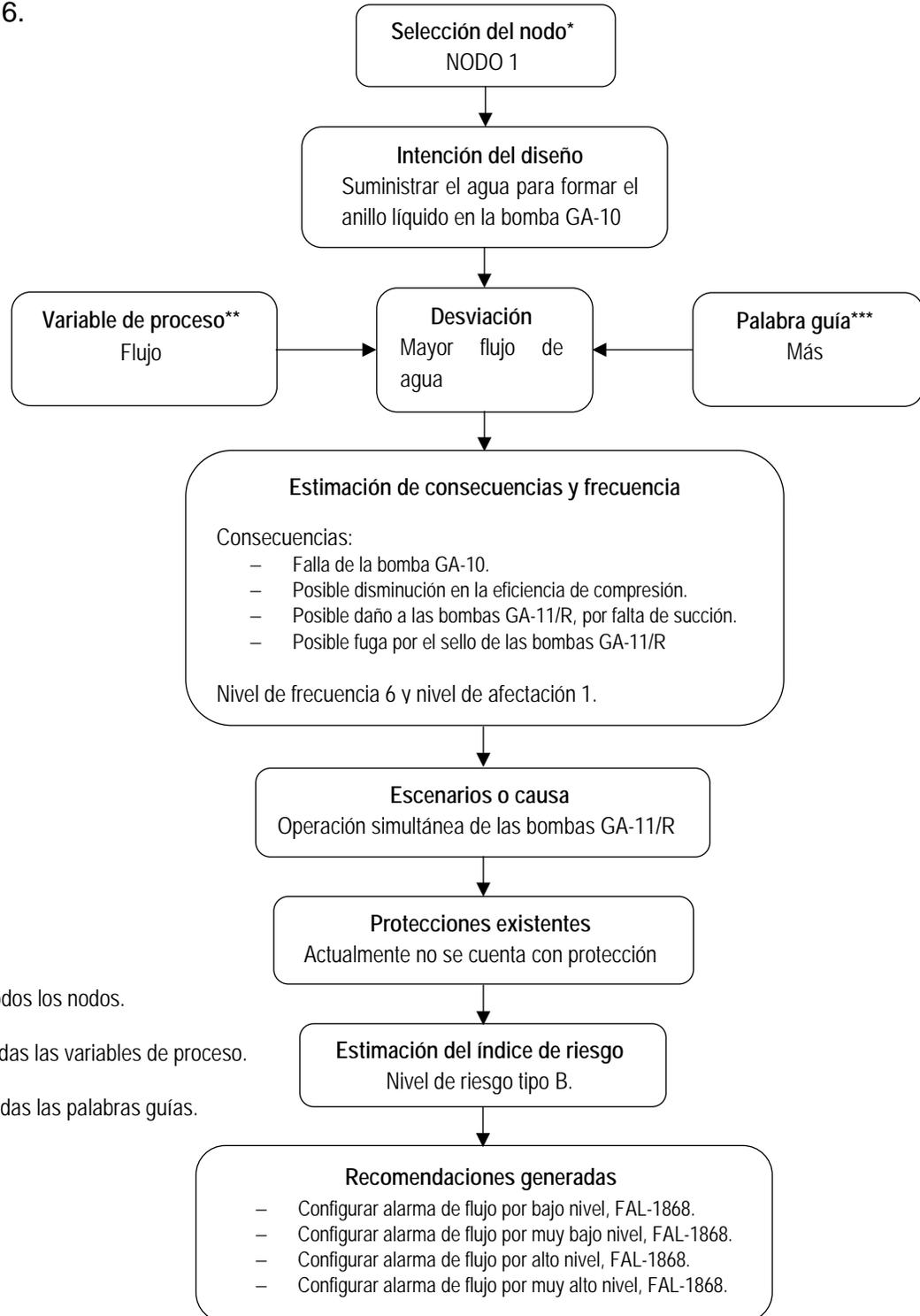


No.	Escenario	Consecuencias	Nivel de frecuencia	Nivel de consecuencia	Índice riesgo
15	Falla en la bomba de anillo líquido GA-10	Presionamiento del sistema Pérdida de vacío	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
16	Falla del PT-1860, cerrando la FV-1860A/B	Presionamiento del sistema Pérdida de vacío	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
17	Falla en el motor de la bomba GA-10	Presionamiento del sistema Pérdida de vacío	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
18	Falla en el PT-1866	Presionamiento del sistema Pérdida de vacío	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
19	Falla en el PT-1867	Presionamiento del sistema Pérdida de vacío	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
20	Apertura del VCP-1873, cuando no se requiere	No se tienen consecuencias desfavorables al proceso	1	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
21	Falla del LT-1869, cerrando la válvula LV-1869	Daño a la bomba de vacío GA-10 Presionamiento del sistema Pérdida de vacío Posible daño a GA-12	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
22	Falla en la bomba GA-12	Alto nivel en el tanque FA-104	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	
23	Obstrucción en el filtro de la bomba GA-12	Alto nivel en el tanque FA-105	5	Personal: 1	C
				Comunidad: 1	
				Ambiente: 1	
				Instalaciones: 1	



4.2.3. Recomendaciones generadas

La última etapa del proceso de trabajo mostrado en la ilustración 13 es la generación de recomendaciones. A continuación se da un ejemplo para el escenario 6.



* Repetir para todos los nodos.

** Repetir para todas las variables de proceso.

*** Repetir para todas las palabras guías.

Ilustración 19. Generación de recomendaciones del escenario 6.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



En caso de que las protecciones existentes sean nulas o insuficientes, se generaron las respectivas recomendaciones que disminuyen el nivel de los riesgos operacionales.

Con base en el diagrama de la ilustración 19, en el ARP se generaron 11 recomendaciones con el propósito de disminuir el índice de riesgo de su respectivo escenario, dichas recomendaciones se muestran en la tabla 16.

Tabla 16. Recomendaciones generadas.

No.	Escenario	Índice de riesgo	Protección existente	Recomendación
1	Obstrucción en el filtro de la bomba GA-11	C	<ul style="list-style-type: none">– Bomba de relevo GA-11R.– Bomba de vacío de relevo GA-10R.– Disparo de bomba GA-10, por bajo flujo de agua.– Desvío hacia el sistema actual.– Válvula check en la línea 6”-P-1001-A13A.– Alarma por pérdida de vacío en la torre DA-101 (PI-518/9).	Ninguna
2	Falla del transmisor FT-1868 al cerrar la FV-1868	C	<ul style="list-style-type: none">– Bomba de vacío de relevo GA-10R.– Desvío hacia el sistema actual.– Alarma por pérdida de vacío en la torre DA-101 (PI-518/9).– Sin compresión y presionamiento de la línea de vacío.	<ul style="list-style-type: none">– Configurar alarma de flujo por bajo nivel, FAL-1868.– Configurar alarma de flujo por muy bajo nivel, FALL-1868.– Configurar alarma de flujo por alto nivel, FAH-1868.– Configurar alarma de flujo por muy alto nivel, FAHH-1868.
3	Falla en el suministro de agua de servicio	C	<ul style="list-style-type: none">– Bomba de relevo GA-11R.– Bomba de vacío de relevo GA-10R.– Disparo de bomba GA-10, por bajo flujo de agua.– Desvío hacia el sistema actual.– Válvula check en la línea 6”-P-1001-A13A.– Alarma por pérdida de vacío en la torre DA-101 (PI-518/9).	<ul style="list-style-type: none">– Configurar alarma de flujo por bajo nivel, FAL-1868.– Configurar alarma de flujo por muy bajo nivel, FALL-1868.– Configurar alarma de flujo por alto nivel, FAH-1868.– Configurar alarma de flujo por muy alto nivel, FAHH-1868.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



No.	Escenario	Índice de riesgo	Protección existente	Recomendación
4	Falla de la válvula FV-1868	C	Ninguna	<ul style="list-style-type: none"> - Configurar alarma de flujo por bajo nivel, FAL-1868. - Configurar alarma de flujo por muy bajo nivel, FALL-1868. - Configurar alarma de flujo por alto nivel, FAH-1868. - Configurar alarma de flujo por muy alto nivel, FAHH-1868.
5	Apertura del directo de la válvula FV-1868	C	Ninguna	<ul style="list-style-type: none"> - Configurar alarma de flujo por bajo nivel, FAL-1868. - Configurar alarma de flujo por muy bajo nivel, FALL-1868. - Configurar alarma de flujo por alto nivel, FAH-1868. - Configurar alarma de flujo por muy alto nivel, FAHH-1868.
6	Operación simultánea de las bombas GA-11/R	B	Ninguna	<ul style="list-style-type: none"> - Configurar alarma de flujo por bajo nivel, FAL-1868. - Configurar alarma de flujo por muy bajo nivel, FALL-1868. - Configurar alarma de flujo por alto nivel, FAH-1868. - Configurar alarma de flujo por muy alto nivel, FAHH-1868.
7	Falla en la bomba GA-11	B	<ul style="list-style-type: none"> - Daño de la bomba de vacío GA-10/R. - Sin compresión y presionamiento de la línea de vacío. 	<ul style="list-style-type: none"> - Configurar alarma de flujo por bajo nivel, FAL-1868. - Configurar alarma de flujo por muy bajo nivel, FALL-1868. - Configurar alarma de flujo por alto nivel, FAH-1868. - Configurar alarma de flujo por muy alto nivel, FAHH-1868.
8	Agua de servicio a alta temperatura	B	<ul style="list-style-type: none"> - Desvío hacia el sistema actual. - Alarma por pérdida de vacío en la torre DA-101 (PI-518/9). 	Agregar transmisor de temperatura (TT) en la línea de 3"-P-3000-A2A , configurar alarma de transmisor por alto nivel (TAH).
9	Alta concentración de ligeros	C	<ul style="list-style-type: none"> - Sobre diseño del 25%, que contempla alta concentración de ligeros. - Operación simultánea de la bomba de vacío y su relevo GA-10/R, al 60% de su capacidad. 	Adicionar directo a las válvulas FV-1860-A/B, FV-1862-A/B.
10	Descontrol en la operación del vapor en el banco de eyectores	C	<ul style="list-style-type: none"> - El diseño del anillo líquido contempla 240 Ton/día de agua. 	Ninguna



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



No.	Escenario	Índice de riesgo	Protección existente	Recomendación
11	Falla de la bomba GA-100	C	Ninguna	– Cambiar el indicador controlador de flujo FIC-1868, por un indicador controlador de temperatura (TIC), para el control del flujo del agua de servicio. Configurar alarma de temperatura por alto nivel (TAH) y alarma de temperatura por muy alto nivel (TAHH).
12	Falta de condensación por obstrucción de SAE en el sistema o circuito de eyectores	C	– El diseño del anillo líquido contempla 240 Ton/día de agua.	Ninguna
13	Válvula manual abierta por error en la 6"-P1001-A13A	B	Válvula check en la línea 6"-P-2002-B1B .	BPO. Mantener cerrada la válvula manual en la línea 6"-P-1001-A13A , mientras se opera el sistema de anillo líquido.
14	Válvula manual cerrada por error en la 6"-P-2002-B1B	B	Ninguna	– Configurar FAL y FAH 1867. BPO. Mantener abierta la válvula manual en la 6"-P-2002-B1B , mientras se opera el sistema de anillo líquido.
15	Falla en la bomba de anillo líquido GA-10	C	– Bomba de vacío de relevo GA-10R, que entra a operar en automático. – Desvío hacia el sistema actual. – PAL-1860. – PAL-1862.	Ninguna
16	Falla del PT-1860, cerrando la FV-1860A/B	C	– Sistema de relevó PT-1862, cerrando la FV-1862 A/B. – PAL-1862. – Desvío hacia el sistema actual.	Ninguna
17	Falla en el motor de la bomba GA-10	C	– Bomba de vacío de relevo GA-10R, que entra a operar en automático. – Desvío hacia el sistema actual. – PAL-1860. – PAL-1862.	Ninguna



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



No.	Escenario	Índice de riesgo	Protección existente	Recomendación
18	Falla en el PT-1866	C	– Señal redundante, PT-1870.	Ninguna
19	Falla en el PT-1867	C	– PT-1870. – FT-1870.	Configurar FAL y FAH 1867 en el FT-1870
20	Apertura del VCP-1873, cuando no se requiere	C	Ninguna	Ninguna
21	Falla del LT-1869, cerrando la válvula LV-1869	C	– LSH-1869. – FT-1867. – PAL-1860. – Disparo de las bombas GA-12/R.	– Configurar FAL 1867 – Agregar 2 transmisores de nivel (LT) al FA-104 (total 3), para tener señal redundante con voto 2 de 3. – Agregar bloqueos al sistema de las bombas de vacío para aislarlo.
22	Falla en la bomba GA-12	C	– Bomba de relevo GA-12R. – Directo del FA-104 hacia drenaje aceitoso.	Ninguna
23	Obstrucción en el filtro de la bomba GA-12	C	– Bomba de relevo GA-12R. – Directo del FA-104 hacia drenaje aceitoso.	Ninguna

El nivel de las recomendaciones corresponde al valor del índice de riesgo antes estimado.

4.2.4. Lista de Buenas Prácticas Operacionales

Las BPO son actividades que se realizan durante la operación de un proceso para obtener óptimos resultados del mismo, su aplicación ha sido aceptada a través del tiempo por la ausencia de reglamentación específica^[18].

Durante el análisis del caso de estudio se generaron 2 recomendaciones sobre mantener buenas prácticas de operación, en la tabla 17 se describen.



Tabla 17. Buenas prácticas de operación.

Escenario	Práctica de operación
13	Mantener cerrada la válvula manual en la 6"-P-1001-A13A , mientras se opera el sistema de anillo líquido.
14	Mantener abierta la válvula manual en la 6"-P-2002-B1B , mientras se opera el sistema de anillo líquido.

La aplicación sistemática de las buenas prácticas de operación en el centro de trabajo se adquiere cuando el proceso se encuentra operando. Debido a que el Análisis de Riesgos de Proceso se realizó en fase de diseño, solo se hizo hincapié en mantener dichas prácticas para evitar accidentes en fase de operación, su cumplimiento debe ser vigilado por el personal encargado de la operación de la planta de destilación al vacío.

4.2.5. Minuta

Como parte del estudio HazOp, se elaboró una minuta para asentar los siguientes comentarios acerca del análisis.

- La normatividad que aplicará para la realización del Análisis de Riesgo de Proceso HazOp será la DG-SASIPA-SI-02741 REVISIÓN 3.
- Las recomendaciones emitidas en el análisis HazOp serán atendidas por el personal encargado del diseño del sistema propuesto.
- La instalación de la instrumentación y de los equipos del sistema será elaborada por parte del proveedor.



4.3. Atención de recomendaciones

Las recomendaciones generadas son de tipo de configuración de alarmas, adición de instrumentos y válvulas, su atención permite que todos los riesgos identificados en el ARP mediante la técnica HazOp sean tolerables.

En particular, en este caso de estudio, la responsabilidad de atender dichas recomendaciones fue del personal encargado del diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido.

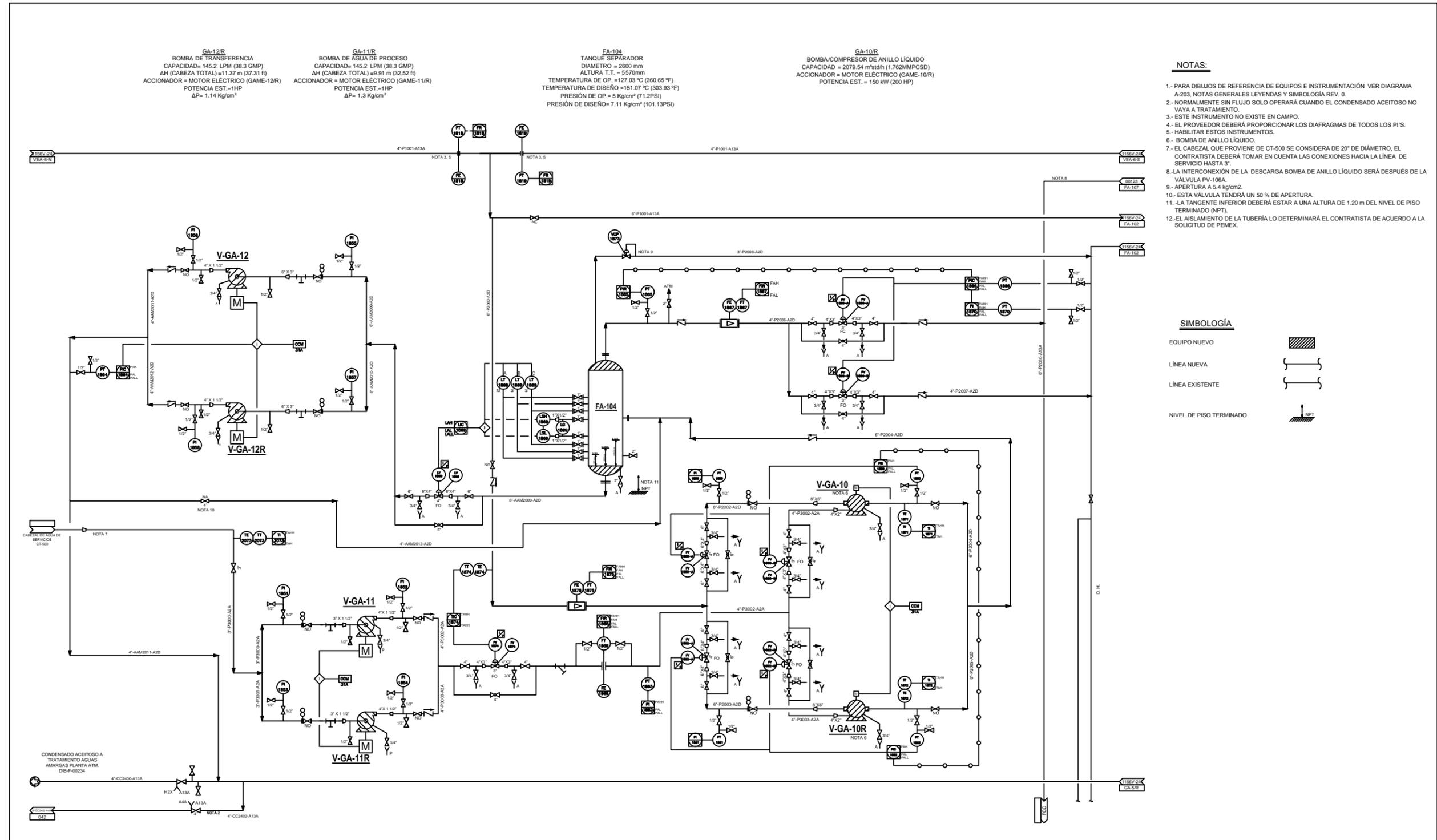
La evidencia de atención a dichas recomendaciones se encuentra en la tabla 18 y en la ilustración 20.

Tabla 18. Atención a las recomendaciones producto del ARP.

No.	Recomendación	Nivel	Estado
1	Configurar FAL-1868.	B	Atendida
2	Configurar FALL-1868.	B	Atendida
3	Configurar FAH-1868.	B	Atendida
4	Configurar FAHH-1868.	B	Atendida
5	Agregar TT en la línea de 3"-P-3000-A2A , configurar TAH.	B	Atendida
6	Configurar FAL y FAH 1867.	B	Atendida
7	Adicionar directo a las válvulas FV-1860-A/B, FV-1862-A/B.	C	Atendida
8	Cambiar el FIC-1868, por un TIC, para el control del flujo del agua de servicio. Configurar TAH y TAHH.	C	Atendida
9	Configurar FAL y FAH en el FT-1870.	C	Atendida
10	Agregar 2 LT al V-FA-5 (total 3), para tener señal redundante con voto 2 de 3.	C	Atendida
11	Agregar bloqueos al sistema de las bombas de vacío para aislarlo.	C	Atendida



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



GA-12/R
BOMBA DE TRANSFERENCIA
CAPACIDAD= 145.2 LPM (38.3 GMP)
ΔH (CABEZA TOTAL)=11.37 m (37.31 ft)
ACCIONADOR = MOTOR ELÉCTRICO (GAME-12/R)
POTENCIA EST.=1HP
ΔP= 1.14 Kg/cm²

GA-11/R
BOMBA DE AGUA DE PROCESO
CAPACIDAD= 145.2 LPM (38.3 GMP)
ΔH (CABEZA TOTAL)=9.91 m (32.52 ft)
ACCIONADOR = MOTOR ELÉCTRICO (GAME-11/R)
POTENCIA EST.=1HP
ΔP= 1.3 Kg/cm²

FA-104
TANQUE SEPARADOR
DIÁMETRO = 2600 mm
ALTURA T.T. = 5570mm
TEMPERATURA DE OP. =127.03 °C (260.65 °F)
TEMPERATURA DE DISEÑO =151.07 °C (303.93 °F)
PRESIÓN DE OP. = 5 Kg/cm² (71.2PSI)
PRESIÓN DE DISEÑO= 7.11 Kg/cm² (101.13PSI)

GA-10/R
BOMBA/COMPRESOR DE ANILLO LÍQUIDO
CAPACIDAD = 2079.54 m³std/h (1.762MMPCSD)
ACCIONADOR = MOTOR ELÉCTRICO (GAME-10/R)
POTENCIA EST. = 150 kW (200 HP)

NOTAS:

- PARA DIBUJOS DE REFERENCIA DE EQUIPOS E INSTRUMENTACIÓN VER DIAGRAMA A-203, NOTAS GENERALES LEYENDAS Y SIMBOLOGÍA REV. 0.
- NORMALMENTE SIN FLUJO SOLO OPERARÁ CUANDO EL CONDENSADO ACEITOSO NO VAYA A TRATAMIENTO.
- ESTE INSTRUMENTO NO EXISTE EN CAMPO.
- EL PROVEEDOR DEBERÁ PROPORCIONAR LOS DIAFRAGMAS DE TODOS LOS PI'S.
- HABILITAR ESTOS INSTRUMENTOS.
- BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO.
- EL CABEZAL QUE PROVIENE DE CT-500 SE CONSIDERA DE 20" DE DIÁMETRO. EL CONTRATISTA DEBERÁ TOMAR EN CUENTA LAS CONEXIONES HACIA LA LÍNEA DE SERVICIO HASTA 3".
- LA INTERCONEXIÓN DE LA DESCARGA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO SERÁ DESPUÉS DE LA VÁLVULA PV-106A.
- APERTURA A 5.4 kg/cm².
- ESTA VÁLVULA TENDRÁ UN 50 % DE APERTURA.
- LA TANGENTE INFERIOR DEBERÁ ESTAR A UNA ALTURA DE 1.20 m DEL NIVEL DE PISO TERMINADO (NPT).
- EL AISLAMIENTO DE LA TUBERÍA LO DETERMINARÁ EL CONTRATISTA DE ACUERDO A LA SOLICITUD DE PEMEX.

SIMBOLOGÍA

- EQUIPO NUEVO
- LÍNEA NUEVA
- LÍNEA EXISTENTE
- NIVEL DE PISO TERMINADO

REVISIONES				DIBUJOS DE REFERENCIA				APROBADO POR:				DIB			
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo. Bo.	NÚMERO	ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE	FECHA	RESPONSABLE
0	APROBADO PARA INGENIERÍA DE DETALLE	----	DIBUJANTE	RESPONSABLE		ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE								
						ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE								
						ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE								
						ING. NOMBRE DEL INGENIERO ENCARGADO	DEPENDENCIA COMPETENTE								

DIBUJO ELABORADO EN: MEXICO, D. F.		FECHA DE ELABORACIÓN		ESC. S/E		ACOT. SIN		PROYECTO: PROYECTO		PLANO No. A-111		REV. 0	
								LOCALIZACIÓN: SITIO DE LA PLANTA					

Ilustración 20. Atención de recomendaciones producto del ARP.



4.4. Discusión de resultados

Se delimitó al caso de estudio como un circuito; debido a que se trata de una unidad de operación relativamente independiente, cuyas líneas y equipos están diseñados para cumplir el propósito de proteger al sistema de vacío de incrementos de presión provenientes del cabezal de desfogue.

El circuito tiene 3 nodos, se dividió así porque las corrientes de cada nodo tienen el mismo servicio aunque a diferentes condiciones de operación. Cada nodo cumple una función de operación distinta en el circuito. En la tabla 19 se caracterizan a los nodos del caso de estudio HazOp.

Tabla 19. Caracterización de nodos.

Nodo	Servicio	Fase del servicio	Equipos	Propósito
1	Agua	Líquida	GA-11	Suministra agua al sistema para formar el anillo líquido en la bomba GA-10.
2	HC - agua	Gas-líquida	GA-10 y FA-104	Comprime los hidrocarburos en la bomba GA-10 y en el FA-104 separar gases de líquidos para enviarlos a la planta FCC o tratamiento de aguas amargas.
3	HC _{condensados} - agua	Líquida	GA-12	Bombea el condensado aceitoso proveniente del FA-104 a L.B. para su posterior tratamiento.

Durante la sesión HazOp se determinó al nodo 2 como crítico en la operación del proceso propuesto, debido a los siguientes aspectos:

- El tanque separador FA-104 es un equipo crítico para el proceso; debido a que desviaciones operacionales que afecten la integridad mecánica del tanque y obliguen su reparación o emplazamiento, representará el paro del sistema, desviando la corriente de hidrocarburos ligeros al sistema actual.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- El personal encargado de la operación de la planta de destilación al vacío considera que los gastos por reparación ó emplazamiento de tanques separadores son muy elevados; por lo que, se debe poner atención a adoptar medidas preventivas que eviten su daño.
- El paro de la bomba GA-10 representaría el paro del sistema propuesto y el desvío hacia el sistema actual.

Durante el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp el personal de la planta de destilación al vacío colaboró indicando las consecuencias, nivel de afectación y frecuencia con la que se presentan problemas durante la operación de equipos similares dentro de la planta de destilación al vacío. El personal encargado del diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido participó señalando las protecciones existentes en el diseño, los posibles escenarios de riesgo y sus consecuencias. El personal especialista en ARP dirigió, moderó y documentó el análisis durante la sesión HazOp.

Las variables de proceso analizadas durante el estudio fueron flujo, presión, nivel y temperatura. Se determinó que las variables flujo, presión y temperatura son las que describen las condiciones en las que se encuentra el nodo 1 *Alimentación de agua para anillo líquido*. En los nodos 2 *Sistema de compresión* y nodo 3 *Condensados* las variables son flujo, presión y nivel.

En la tabla 20 se muestran las 14 desviaciones operacionales determinadas en el análisis, de las cuales 5 afectan al nodo 1, 6 al nodo 2 y 3 al nodo 3.



Tabla 20. Desviaciones operacionales.

No. de desviación	Nodo	Desviación
1	1	Menor flujo de agua
2	1	Mayor flujo de agua
3	1	Baja presión de agua
4	1	Alta presión de agua
5	1	Alta temperatura del agua
6	2	Mayor flujo de gas
7	2	Menor flujo de gas
8	2	Baja presión de descarga de GA-10
9	2	Sin flujo hacia desfogue
10	2	Alto nivel en FA-104
11	2	Bajo nivel en FA-104
12	3	Mayor flujo de condensado aceitoso
13	3	Menor flujo de condensado aceitoso
14	3	Baja presión de descarga del GA-12

La variable de proceso más importante a controlar en el paquete de vacío bomba de anillo líquido es el *flujo*. Esta fue la que desarrolló el mayor número de desviaciones operacionales en el caso de estudio.

Durante el análisis se encontraron 3 desviaciones recurrentes, se muestran en la tabla 21.

Tabla 21. Desviaciones recurrentes.

No. de desviación	Desviación	Nodo	No. de escenario	Escenario
6	Mayor flujo de gas	2	9	Alta concentración de HC ligeros
			10	Descontrol en la operación del vapor en el banco de eyectores
			11	Falla en la bomba GA-100
			12	Falta de condensación por obstrucción de SAE en el sistema o circuito de eyectores
8	Baja presión de descarga de GA-10	2	3	Falla en el suministro de agua de servicio
			15	Falla en la bomba de anillo líquido GA-10
			16	Falla del PT-1860, cerrando la FV-1860A/B
			17	Falla en el motor de la bomba GA-10
9	Sin flujo hacia desfogue	2	15	Falla en la bomba de anillo líquido GA-10
			18	Falla en el PT-1866
			19	Falla en el PT-1867
			20	Apertura del VCP-1873 cuando no se requiere



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



De acuerdo a la tabla 14, los escenarios 1, 2, 3, 15 y 21 provocan más de una desviación operacional, ver tabla 22.

Tabla 22. Escenarios que causan el mayor número de desviaciones operacionales.

No. de escenario	Escenario	Nodo	No. de desviación	Desviación
1	Obstrucción en el filtro de la bomba GA-11	1	1	Menor flujo de agua
			3	Baja presión de agua
2	Falla del transmisor FT-1868 al cerrar la FV-1868	1	1	Menor flujo de agua
			4	Alta presión de agua
3	Falla en el suministro de agua de servicio	1	1	Menor flujo de agua
		2	8	Baja presión de descarga de GA-10
			11	Bajo nivel en FA-104
15	Falla en la bomba de anillo líquido GA-10	2	8	Baja presión de descarga de GA-10
			9	Sin flujo hacia desfogue
21	Falla del LT-1869, cerrando la válvula LV-1869	2	10	Alto nivel en FA-104
			11	Bajo nivel en FA-104
		3	12	Mayor flujo de condensado aceitoso
			13	Menor flujo de condensado aceitoso

El escenario 21 provoca el mayor número de desviaciones operacionales afectando a los nodos 2 y 3 (ver tabla 22).

En el nodo 2 se presentan las desviaciones más recurrentes y el escenario que causa el mayor número de desviaciones operacionales. Aunque todos los escenarios de riesgo con efectos adversos para el paquete de vacío bomba de anillo líquido se desean evitar; de acuerdo a los resultados del análisis, los escenarios descritos en las tablas 21 y 22 tienen prioridad para tomar medidas que reduzcan su riesgo por presentarse en un nodo crítico para la operación del proceso.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Como resultado del análisis, el índice de riesgo mayor estimado fue de tipo B. Se determinaron 5 escenarios con este índice que se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 23. Escenarios con índice de riesgo tipo B.

No. de escenario	Escenario
6	Operación simultánea de las bombas GA-11/R
7	Falla en la bomba GA-11
8	Agua de servicio a alta temperatura
13	Válvula manual abierta por error en la 6"-P-1001-A13A
14	Válvula manual cerrada por error en la 6"-P-2002-B1B

Además se determinaron 18 escenarios tipo C o de riesgo tolerable. En todos los escenarios la frecuencia es el criterio que impacta en el valor del índice de riesgo; por lo que, se deben tomar medidas para tratar de reducir el nivel de frecuencia con la que se presentan los escenarios de riesgo identificados.

Se determinó con valor 1 al nivel de las consecuencias producidas por los escenarios de riesgo identificados en el análisis. Con base a la descripción de los niveles de consecuencia mostrados en el documento DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3 **NO** se esperan las siguientes consecuencias:

- Daños físicos al personal operativo de la planta de destilación al vacío.
- Daños físicos por generación de ruido, olores e impacto visual imperceptible.
- Fugas o derrames hacia el medio ambiente.
- Pérdidas de producción o daños a las instalaciones por más de 0.25 millones de USD.

El nivel de frecuencia fue el que más impacto en el valor de índice de riesgo por escenario. En todos los escenarios de nivel B se le asignó el valor de 6, ya que se consideró que se presentaban una o más veces por año los siguientes escenarios de riesgo dentro de la planta de destilación al vacío:



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- Operación simultánea de bombas.
- Falla en las bombas de suministro de agua.
- Temperatura alta del agua proveniente de la torre de enfriamiento CT-100.
- Manipulación accidental de válvulas manuales.

En los escenarios de nivel C también se reflejó el impacto del nivel de frecuencia. Se estimó que ocurría una vez en un período de 1 a 3 años, asignándoles nivel de frecuencia 5 a los siguientes escenarios:

- Obstrucción en filtros.
- Falla del suministro de agua proveniente de la torre de enfriamiento CT-100.
- Falla en válvulas automáticas.
- Variación de la composición de la carga.
- Problemas con el servicio de vapor de media presión.
- Obstrucción del SAE en el tren de eyectores.
- Falla de transmisores de presión y nivel.
- Falla en motores eléctricos.
- Falla de bombas de transporte de condensado aceitoso.

Se determinó que las fallas en transmisores de flujo ocurren una vez en un período de 3 a 5 años dentro de la planta de destilación al vacío; por lo que, se les asignó el valor de 4. Y la apertura de directos se registra una vez en un período de 5 a 10 años, cuyo nivel es 3.

Con los niveles de frecuencia, consecuencia y matriz de riesgo asociados a cada escenario, se determinó que las consecuencias impactarán significativamente como *pérdidas de producción y/o daños a las instalaciones* sobre todo a los escenarios de nivel B.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Se generaron las respectivas recomendaciones para 12 de 23 escenarios. En los escenarios 1, 10, 12, 15, 16, 17, 18, 20, 22 y 23 se estimó que las protecciones existentes en el diseño son suficientes para prevenir desviaciones operacionales; por lo que, no se generó recomendación. Todas las recomendaciones están enfocadas a reducir la frecuencia con la que se presentan sus escenarios de riesgo. De las cuales, 6 recomendaciones son de tipo B y 5 de tipo C. Las recomendaciones nivel B están relacionadas directamente a la instrumentación del proceso en la tabla 24 se presentan dichas recomendaciones.

Tabla 24. Recomendaciones de nivel B.

No.	Escenario	Nivel	Recomendación	Propósito de la recomendación
1	2, 3, 4, 5, 6 y 7	B	Configurar alarma de flujo por bajo nivel, FAL-1868.	Alertar de flujo menor al requerido por la bomba GA-10 para formar el anillo líquido.
2	2, 3, 4, 5, 6 y 7	B	Configurar alarma de flujo por muy bajo nivel, FALL-1868.	Alertar por muy bajo flujo al requerido para formar el anillo líquido en la bomba GA-10.
3	2, 3, 4, 5, 6 y 7	B	Configurar alarma de flujo por alto nivel, FAH-1868.	Alertar de flujo mayor al requerido por la bomba GA-10 para formar el anillo líquido.
4	2, 3, 4, 5, 6 y 7	B	Configurar alarma de flujo por muy alto nivel, FAHH-1868.	Alertar por muy alto flujo al requerido para formar el anillo líquido en la bomba GA-10.
5	8	B	Agregar transmisor de temperatura (TT) en la línea de 3"-P-3000-A2A, configurar alarma de transmisor por alto nivel (TAH).	La adición del transmisor TT-1873 permite registrar la temperatura del agua proveniente de la torre de enfriamiento CT-100; configurar la alarma por alta temperatura protegerá de daños a las bombas GA-11 y GA-10.
6	14 y 21	B	Configurar FAL y FAH 1867.	Alertar por alto y bajo flujo de gases incondensables a la salida del FA-104.

Las recomendaciones 1, 2, 3, 4 y 5 disminuirán riesgos operativos del nodo 1; mientras que la 6 atiende al nodo 2, ya que este nodo es el crítico se debe poner especial énfasis al cumplimiento de la recomendación con la finalidad de no comprometer al sistema.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Las recomendaciones cuyo índice de riesgo se considera tolerable o de tipo C, están enfocadas a la instrumentación y adición de válvulas en líneas. En la tabla 25 se muestran las recomendaciones de tipo C. Aunque los riesgos asociados a estas recomendaciones son considerados tolerables, es recomendable implementar las medidas correctivas al diseño para disminuir posibles accidentes operativos.

Tabla 25. Recomendaciones de nivel C.

No.	Escenario	Nivel	Recomendación	Propósito de la recomendación
1	9	C	Adicionar directo a las válvulas FV-1860-A/B, FV-1862-A/B.	Requerimiento para válvulas automáticas, que en caso de ser removidas por mantenimiento, falla o emplazamiento no sea necesario cortar el flujo de la línea en la que se encuentran.
2	11	C	Cambiar el indicador controlador de flujo FIC-1868, por un indicador controlador de temperatura (TIC), para el control del flujo del agua de servicio. Configurar alarma de temperatura por alto nivel (TAH) y alarma de temperatura por muy alto nivel (TAHH).	El control de la FV-1868 por el TIC-1874 de la línea 6"-P-2002-B1B , permitirá controlar el flujo de agua para formar el anillo líquido en caso de aumentar el flujo de gas proveniente del tren de eyectores. Además se alertará por alta y muy alta temperatura en la corriente, para prevenir daños a la bomba GA-10.
3	19	C	Configurar FAL y FAH en el FT-1870. PT-1870	Alertar por baja y alta presión de gas en la línea que lleva al sistema de desfogue húmedo, para evitar el presionamiento del sistema propuesto.
4	21	C	Agregar 2 LT al FA-104 (total 3), para tener señal redundante con voto 2 de 3.	Se agregó los LT-1869 B/C al FA-104, para confirmar el bajo nivel en el tanque, esta señal abrirá o cerrará la válvula FV-1869 para evitar daños a la bomba GA-12.
5	21	C	Agregar bloqueos al sistema de las bombas de vacío para aislarlo.	Las válvulas manuales antes y después de las bombas GA-10, permitirán la desconexión de los equipos al sistema propuesto en caso de que estos requieran mantenimiento, reparación o emplazamiento.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Las recomendaciones nivel C están enfocadas a prevenir riesgos operacionales correspondientes del nodo 2, las recomendaciones 4 y 5 también atienden al nodo 3.

Se considera que implementar las recomendaciones producto del ARP disminuirá los riesgos operativos que impliquen gastos de mantenimiento, operación, reparación o emplazamiento de equipos y líneas de proceso. Dichas recomendaciones fueron atendidas en la fase de diseño y son las siguientes:

- Adición de instrumentos.
- Configuración de alarmas.
- Adición de válvulas manuales.

Las recomendaciones más importantes para su atención son las de nivel B, debido al índice de riesgo que representan. Se determinó que la adición de instrumentos y configuración de alarmas de los mismos reducirán riesgos en la operación del sistema.

Las BPO emitidas en el ARP, tienen el carácter de no manipular válvulas manuales sin previa autorización y están enfocadas a garantizar la alimentación en condiciones de operación para las cuales fue diseñado el sistema propuesto. En caso de no ser así el paquete de vacío bomba de anillo líquido no cumplirá el propósito para el cual fue diseñado, tomando en cuenta los siguientes aspectos.

- En el escenario 13, se desviará total o parcialmente la corriente de hidrocarburos incondensables ligeros al sistema actual, ocasionando problemas de sobrepresionamiento y pérdida de vacío en la torre DA-101.
- En el escenario 14, se desvía totalmente la alimentación al sistema actual en consecuencia prevalece el sobrepresionamiento y la pérdida de vacío de la torre.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



En la tabla 26 se describen las BPO emitidas con su respectivo escenario.

Tabla 26. Buenas Prácticas de Operación por escenario.

No.	Escenario	Índice de riesgo	BPO
13	Válvula manual abierta por error en la línea 6"-P-1001-A13A	B	Mantener cerrada la válvula manual en la línea 6"-P-1001-A13A mientras se opera el sistema de anillo líquido.
14	Válvula manual cerrada por error en la línea 6"-P-2002-B1B	B	Mantener abierta la válvula manual en la línea 6"-P-2002-B1B mientras se opera el sistema de anillo líquido.

Con estas prácticas se reduce el nivel de frecuencia (una o más veces por año), con la que los operadores abren o cierran válvulas manuales sin ser requeridas por el proceso en la planta de destilación al vacío.

El personal encargado del diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido atendió todas las recomendaciones sin ningún contratiempo, ya que no implicaban cambios en el diseño del sistema propuesto.



Capítulo 5. Conclusiones

En el caso de estudio se identificó un circuito con 3 nodos. El nodo 2 “**Sistema de compresión**” es considerado crítico debido a que cualquier riesgo que afecte a los equipos que conforman al nodo tendrá las siguientes consecuencias:

- El paro del sistema propuesto y su desviación al sistema que actualmente opera en las instalaciones. Por lo que el diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido no cumpliría el propósito de solucionar el sobrepresionamiento en la línea que va al cabezal de desfogue ni la pérdida de vacío en la torre DA-101.
- Pérdidas monetarias por mantenimiento de las bombas o del tanque de separación FA-104.

La variable más importante que se debe vigilar durante la operación del sistema propuesto fue el flujo, ya que provocó el mayor número de desviaciones operacionales.

En cuanto a las desviaciones más recurrentes en la operación del sistema, se estimó que los escenarios que las provocan tienen consecuencias tolerables de riesgo.

El Análisis de Riesgo y Operabilidad HazOp permitió identificar 23 escenarios de riesgo que potencialmente podrían provocar accidentes en la fase de operación del paquete de vacío bomba de anillo líquido. Se evaluaron sus consecuencias y se estimó la probabilidad de que puedan ocurrir durante la fase operativa del proceso. Se determinó que los escenarios 3 y 21 que afectan al nodo 2 causan el mayor número de desviaciones operacionales, pero sus consecuencias son tolerables.

De los 23 escenarios encontrados en el ARP, 2 de ellos son ocasionados por errores humanos. Para evitarlos se recomendó mantener alguna BPO. El resto de



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



los escenarios son por falla de equipos, servicios, válvulas, instrumentación, motores y variación de condiciones de operación de las corrientes involucradas.

El índice de riesgo mayor estimado durante el análisis fue de tipo B, considerado como riesgo ALARP, se determinaron los siguientes conjuntos:

- 5 escenarios de índice de riesgo B. Estos ocasionan daños a las bombas GA-10, GA-11 y pérdida de vacío. La frecuencia con la que se presentan los escenarios elevó su índice de riesgo.
- 18 escenarios de riesgo C. Durante el análisis se determinó que debido a su baja frecuencia y bajo nivel de afectación, sus escenarios de riesgo son tolerables.

De acuerdo al análisis solo se esperan daños a las instalaciones o pérdidas de producción por menos de 0.25 millones de USD en cualquier escenario de riesgo identificado.

En el ARP se generaron 11 recomendaciones, se determinó mantener 2 BPO en fase de operación del sistema. Los resultados son los enlistados a continuación.

- 6 recomendaciones de tipo B relacionadas al control del proceso e instrumentación. El GMAER acordó que su atención debía ser inmediata, además se consideraron como suficientes para reducir el nivel de riesgo de los escenarios asociados.
- 5 recomendaciones de tipo C relacionadas al control del proceso, instrumentación y adición de válvulas. El nivel de estas recomendaciones es tolerable; sin embargo, en beneficio de mejorar en materia de seguridad la operación del paquete de vacío bomba de anillo líquido se atendieron dichas recomendaciones en fase de diseño.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- Las BPO están relacionadas a la manipulación de válvulas. Se prescribieron para reducir la frecuencia con la que el personal operativo incurre en malas prácticas de manipulación de válvulas cuando el proceso no lo requiere.

Aplicadas las recomendaciones generadas en el análisis de riesgo de proceso, se determina lo siguiente:

- Se reducen impactos negativos al personal operativo y a las instalaciones.
- No se detectó la aparición de accidentes mayores que puedan afectar significativamente a comunidades asentadas en los alrededores de la refinería y/o al medio ambiente.
- No se detectaron escenarios de riesgo que ameritaran un análisis más detallado por medio de un método cuantitativo.
- Se considera que la atención de las recomendaciones aumentará sustancialmente la seguridad del proceso. Con ello la empresa propietaria de las instalaciones refrenda su compromiso con la seguridad en sus procesos, destacándola como socialmente responsable.

De acuerdo a los resultados obtenidos en el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp para la integración del paquete de vacío bomba de anillo líquido, se considera que la atención a las recomendaciones mejoró el diseño del proceso propuesto. Se evidenciaron fallas que inicialmente pasaron inadvertidas por el personal encargado del diseño, como lo son:

- La falta de válvulas para aislar equipos en caso de mantenimiento, emplazamiento, etc.
- La adición de directos en líneas donde se contaba con válvulas de seguridad.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- Falta de algunos elementos de control en el proceso o de configuración de alarmas.

Definitivamente en el caso de estudio, el Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp fue el adecuado, pues permitió que se empleara eficazmente el tiempo disponible de cada participante del GMAER.

Todos los especialistas aportaron ideas que enriquecieron el análisis dentro de la sesión por lo que se considera un análisis completo, realizado de manera integral, tomando en cuenta perspectivas de diseño, operacionales, instrumentación, seguridad, etc.

Se determinó que los resultados obtenidos mediante este análisis son confiables y conducirán a reducir riesgos operativos cuando el proceso llegue a la fase de operación.

Conforme a los resultados obtenidos en el ARP, en procesos similares al propuesto, se deben tomar en consideración los aspectos descritos a continuación:

- El nodo crítico es aquel en donde se encuentre la bomba de anillo líquido y/o el tanque separador.
- La variable a controlar es el flujo; ya que ésta, es la que da origen al mayor número de desviaciones operacionales en el sistema.
- Evitar fallas en los transmisores de nivel de los tanques de separación con la finalidad de reducir desviaciones que afecten la operación del proceso.
- Reducir la frecuencia con la que se presentan los problemas operacionales como manipulación accidental de válvulas, operación simultánea y falla de bombas.



5.1. Áreas de oportunidad

Algunos aspectos que mejorarían el Análisis de Riesgos de Proceso para la ingeniería de detalle en la integración de una bomba de anillo líquido dentro de la planta de destilación al vacío, son los enlistados a continuación.

- Se recomienda la presencia de ingenieros mecánicos en el GMAER.
- Se deben evaluar los escenarios cuyo índice de riesgo es B con las recomendaciones generadas para verificar que redujeron su riesgo a un nivel tolerable.
- Revisar la especificación de materiales.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Anexos



Anexo A. Guía no normativa: procedimiento, preparación, organización y evaluación de un ARP^[12].

Guía B (No Normativa) Análisis de riesgo

B.1 Procedimiento.

B.1.1 Para priorizar los procesos que se pueden analizar se puede tomar en cuenta lo siguiente:

- a)** Las posibles consecuencias derivadas de accidentes con las sustancias químicas utilizadas en el proceso o almacenamiento.
- b)** Las propiedades físicas y químicas de las sustancias.
- c)** El número de empleados que pueden ser afectados.
- d)** La historia operativa del proceso, tal como la frecuencia de emisiones químicas, la edad del proceso, y cualquier otro factor relevante.

B.2 Preparación.

B.2.1 Se pueden definir los objetivos, alcance y tiempos de término para el análisis de riesgo del proceso.

B.2.2 Se puede integrar un equipo de personas que realice el estudio de análisis de riesgo. Para la selección de las personas se puede tener en consideración lo siguiente:

- a)** Conocimiento de la metodología que se utilice.
- b)** El número de personas que lo integren, puede variar desde dos, hasta un máximo necesario, según se requiera.
- c)** El grupo puede tener por lo menos un integrante que éste familiarizado con el proceso.
- d)** El grupo puede tener integrantes que sean parte del equipo por un tiempo limitado.
- e)** Los integrantes pueden tener conocimiento de los estándares relevantes del proceso, códigos, especificaciones y regulaciones.
- f)** Los integrantes serán capaces de trabajar en grupo para:
 - 1)** Resolver problemas.
 - 2)** Alcanzar consensos de los resultados buscados en el estudio y las recomendaciones.

B.2.3 Se puede designar a un líder del grupo que sea capaz de:

- a)** Conducir la metodología que utiliza el equipo, de manera objetiva.
- b)** Manejar al equipo y el estudio de análisis de riesgos.
- c)** Puede ser ajeno al proceso que se analice.

B.2.4 Es recomendable que los integrantes del equipo sean expertos en áreas como son:

- a)** Tecnologías del proceso.
- b)** Diseño del proceso.
- c)** Procedimientos operativos.
- d)** Procedimientos de emergencia.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- e) Instrumentación.
- f) Mantenimiento.
- g) Trabajos rutinarios y no rutinarios.
- h) Suministro de partes y materiales.
- i) Seguridad e higiene.

B.3 Organización.

B.3.1 Se puede realizar un programa de revisiones y recorridos que cubra el total del proceso y las instalaciones existentes.

B.3.2 Se recomienda recopilar la siguiente información:

- a) Diagramas y bosquejos preliminares (en caso de proyectos).
- b) Datos complejos de los procesos químicos (diagramas y planos del proceso).
- c) Diagramas de tuberías, instrumentación y controles (planos de instalaciones).
- d) Hojas de datos de seguridad de las sustancias químicas.
- e) Copia de las instrucciones de operaciones pertinentes de los procesos u operaciones a ser revisadas.
- f) Descripción del equipo.
- g) Planos de diagramas eléctricos y listas de alarmas e interruptores.
- h) Reportes de accidentes.
- i) Condiciones de operación.
- j) Análisis de riesgos previos.
- k) Copia del plano de distribución de la planta.

B.4 Evaluación.

B.4.1 Se recomienda incluir las actividades desarrolladas y las técnicas seleccionadas para el análisis de riesgo del proceso, se sugieren sean las siguientes:

- a) Identificar los riesgos potenciales.
- b) Analizar causas.
- c) Analizar consecuencias.
- d) Elaborar las recomendaciones para reducir o eliminar un riesgo.
- e) Identificar los puntos de interés para estudios posteriores.
- f) Identificar la frecuencia.
- g) Protección que se requiere.

B.4.2 Selección de la metodología para realizar el análisis de riesgo. En la tabla B.1 se muestra una referencia de las metodologías existentes y ejemplos de los casos en las que pueden ser utilizadas.



Tabla B.1

Métodos de Evaluación de Riesgos en las Etapas del Análisis de Riesgo

Pasos en la evaluación de riesgo en los procesos	Procedimientos para la Evaluación de riesgo										
	Lista de revisión	Revisión de seguridad	Clasificación relativa Jerarquización (ejem: Índice Dow y Mond)	Análisis de peligros	¿Qué pasa si?	Análisis de peligros y operabilidad	Método de fallas y efectos	Arbol de fallas	Arbol de eventos	Análisis de causa consecuencia	Error humano
Identificación de desviaciones en las buenas prácticas	Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario								
Identificación de riesgos	Propósito primario*	Propósito primario*	Propósito primario*	Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario	Sólo para dar contexto			
Estimación de las consecuencias en el peor de los casos			Propósito primario		Propósito primario	Sólo para dar contexto	Propósito primario				
Identificar oportunidades de reducir consecuencias			Propósito primario	Propósito secundario		Sólo para dar contexto	Sólo para dar contexto				
Identificar accidentes iniciadores de eventos					Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario			Propósito primario
Estimar probabilidades de indicadores de eventos						Sólo para dar contexto	Sólo para dar contexto	Propósito primario		Propósito primario	Propósito primario
Identificar oportunidades de reducir la probabilidad de indicadores de eventos								Propósito primario		Propósito primario	Propósito primario
Identificar accidentes de eventos secuentes y consecuentes					Propósito primario			Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario	
Estimar probabilidades de eventos secuentes								Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario	
Estimar la magnitud de las consecuencias de los eventos secuentes									Sólo para dar contexto	Sólo para dar contexto	
Identificar oportunidades de reducir la probabilidad y/o consecuencias de eventos secuentes									Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario
Evaluación cuantitativa del riesgo								Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario	Propósito primario

Notas: Propósito primario: identificación preliminar de riesgo; Propósito secundario: proponer medidas de prevención y mitigación; Sólo para dar contexto: determinar probabilidad y consecuencia.
*Sólo para peligros identificados previamente.





Anexo B. Guía no normativa: Administración de Riesgos ^[12].

**Guía C (No Normativa)
Administración de Riesgos**

- C.1** Para iniciar la Administración de Riesgos se requiere de eventos identificados y jerarquizados.
- C.2** Se recomienda contar con criterios de aceptabilidad de riesgos como los de la tabla C.1.

Tabla C.1 Criterios de aceptabilidad de riesgo

Aplicación	Ejemplos Cualitativos	Ejemplos Cuantitativos
Aceptabilidad de las consecuencias	Límites de emisión	Niveles de concentración umbrales en los límites de la propiedad
Aceptabilidad de la probabilidad	Componentes de falla sencillos contra múltiples	Frecuencia del evento crítico
Aceptabilidad del riesgo	Matriz de riesgos	Individual y/o criterio de riesgo social
Aceptabilidad del riesgo y el costo	Matriz de riesgo y umbral de costo. Evaluación matemática de riesgo	Criterio de costo beneficio.

Probabilidad

L4	C	B	A	A
L3	C	B	B	A
L2	D	C	B	B
L1	D	D	C	C
	C1	C2	C3	C4

Consecuencia

Rango de Consecuencia	Criterio Cuantitativo de Consecuencia
Nivel C4	<ul style="list-style-type: none"> • Una o más fatalidades • Lesiones o fatalidades en la comunidad
Nivel C3	<ul style="list-style-type: none"> • Daño permanente en sección localizada del proceso o construcción • Accidentes incapacitantes u hospitalización
Nivel C2	<ul style="list-style-type: none"> • Un accidente incapacitante • Múltiples lesionados
Nivel C1	<ul style="list-style-type: none"> • Un lesionado • Respuestas a emergencia sin lesionados



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Rango de Probabilidades	Criterio Cuantitativo de Frecuencia
Nivel L4	Uno en 10 años
Nivel L3	Uno en 100 años
Nivel L2	Uno en 1000 años
Nivel L1	Menos de uno en 1000 años
Nivel de Riesgo	Descripción Cualitativa de Riesgo
A	Riesgo intolerable: requiere reducción de riesgo
B	Riesgo intolerable: requiere reducción de riesgo o una estimación de riesgo más rigurosa
C	Riesgo tolerable: considera la necesidad de reducción de riesgo
D	Riesgo tolerable: no requiere reducción de riesgo

Los pasos anteriores pueden considerarse como herramientas de jerarquización de riesgos.
 Nota: Son ilustrativos.

C.3 Los pasos mínimos para establecer el sistema de Administración de Riesgos, son:

C.3.1 Definición de enfoque de Administración de Riesgos. En este paso se establece el enfoque con el cual se va a abordar la administración del riesgo. Se aplicarán los criterios tales como eliminar o reducir.

C.3.2 Viabilidad técnica y económica de las recomendaciones. Este paso se dará bajo las siguientes consideraciones:

- a) Se generan las diferentes opciones para el manejo del riesgo de acuerdo a los criterios mencionados en el punto 1.
- b) Se evalúa técnica y económicamente cada opción con el enfoque de costo/beneficio.
- c) Se pueden presentar las conclusiones de la evaluación del costo/beneficio, considerando aspectos como:
 - 1) Grado de riesgo remanente.
 - 2) Cumplimiento de la legislación.
 - 3) Confiabilidad de la medida.
 - 4) Aspectos a largo plazo.
 - 5) Costo de la retención del riesgo.
 - 6) Costo de la transferencia.
 - 7) Rentabilidad de la inversión.

C.3.3 Elección de las acciones con mejor estrategia de Administración de Riesgos. Se buscará primariamente y en orden de importancia.

Si...	Entonces...
Es viable	Continuar con el paso de elección de las opciones con mejor estrategia de administración de riesgos
No es viable	Ir al paso de generación de opciones para la atención de riesgos



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



- C.3.4** Generación de opciones para la atención de riesgos. En este paso daremos las siguientes acciones:
- a) Revisión de opciones para el manejo del riesgo.
 - b) Búsqueda de nuevas opciones de acuerdo a las estrategias de administración del riesgo.
 - c) Regresa al paso de viabilidad técnica y económica de las recomendaciones.
- C.3.5** Realizar el plan del manejo del riesgo. De las opciones seleccionadas se generan los planes de ejecución, considerando los siguientes elementos:
- a) Actividades.
 - b) Responsable.
 - c) Fechas.
 - d) Recursos asociados.
 - e) Evaluaciones de seguridad necesarias.
- C.3.6** Ejecución del plan anterior. De acuerdo a las responsabilidades descritas con anterioridad, éstos ejecutarán las tareas delegadas.
- C.3.7** Reevaluación del riesgo.



Anexo C. Criterios para la elección de técnicas de evaluación de riesgos ^[17].

	Análisis de seguridad	Lista de verificación	Jerarquización	Análisis preliminar de riesgo	¿Qué pasa si...?	Análisis de riesgos y operabilidad HazOp	¿Qué pasa si...?/ Lista de verificación	Análisis de modo de falla y efectos	Análisis de árbol de fallas	Análisis de árbol de eventos
Investigación de desarrollo			X	X	X					
Diseño conceptual		X	X	X	X	X				
Operación de planta piloto		X		X	X	X	X	X	X	X
Ingeniería de detalle		X		X	X	X	X	X	X	X
Construcción/Inicio	X	X		X	X					
Operación de rutina	X	X		X	X	X	X	X	X	X
Expansión o modificación	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Investigación de accidentes					X	X	X	X	X	X
Desmantelamiento	X	X			X	X				

Nota: Esta tabla fue extraída de la tabla *Técnicas de Evaluación de Riesgos* presentada en las Guías para la Presentación del Estudio de Riesgo Ambiental, niveles 0, 1, 2 y 3 publicada por la SEMARNAT.



Anexo D. Metodologías para análisis de riesgos y Aplicación de las metodologías para el análisis de riesgos [1].

La siguiente tabla fue extraída de la *tabla 2. Metodologías para análisis de riesgos* presente en la norma NRF-018-PEMEX-2007 Revisión 0.

<p>Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp</p>	<p>Debe identificar y evaluar riesgos en instalaciones de procesos, así como identificar problemas de operatividad, que a pesar de no ser peligrosos, podrían comprometer la capacidad de producción de la instalación (cantidad, calidad y tiempo).</p> <p>Debe ser aplicada con el apoyo de un grupo multidisciplinario de la instalación.</p> <p>La definición de los nodos debe ser conciliada con el grupo multidisciplinario. Las palabras guías deberán ser aplicadas a los parámetros de acuerdo a la intención de diseño del nodo establecido, para identificar y evaluar las desviaciones potenciales de la operación de la instalación.</p> <p>Si las causas y las consecuencias son significativas y las salvaguardas son inadecuadas o insuficientes, se deben recomendar acciones para reducir el riesgo.</p> <p>Los resultados deben ser una lista en forma de tabla que contenga los hallazgos del equipo los cuales incluyen la identificación de los riesgos del proceso, los problemas operativos, las causas, las consecuencias, las salvaguardas y las recomendaciones.</p> <p>En aquellos casos en que no se llegue a una conclusión debido a la falta de información se recomendará la realización de estudios ulteriores.</p>
---	---



La siguiente tabla fue extraída de la tabla. Aplicación de las metodologías para el análisis de riesgos corresponde a la mostrada en la NRF-018-PEMEX-2007.

ETAPA DE DESARROLLO DEL PROYECTO	¿QUÉ PASA SI?	Lista de verificación	¿QUÉ PASA SI? Lista de verificación	HAZOP	FMEA (AMFE)	AF Árbol de fallas	AE Árbol de eventos	ACH Análisis de confiabilidad humana	FCC Análisis de las fallas con causas común	LOPA Análisis de capas de protección
Investigación y desarrollo	X									
Diseño conceptual	X	X	X							X
Operación de la unidad piloto	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Ingeniería de detalle	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Construcción y arranque	X	X	X					X	X	X
Operación rutinaria	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Expansión o modificación	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Investigación de accidentes	X			X	X	X	X	X	X	
Desmantelamiento	X	X	X							X

Referencia: Adaptado de Guidelines for Hazards Evaluation Procedures, Second Edition with Worked examples Center for Chemical Safety Process



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Anexo E. Formato DG-SASIPA-SI-02741. F-02 ^[19].

SELECCIÓN DE LOS MÉTODOS DE ANÁLISIS DE RIESGO DE PROCESO

SECTOR:
PLANTA O INSTALACIÓN:
MAQUINARIA O EQUIPO:
TIPO DE ARP: (INICIAL, ACTUALIZACIÓN, POR ANÁLISIS DE INCIDENTE)

FECHA DE ELABORACIÓN:

DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO						
No.	PREGUNTAS	PUNTOS	SI	NO	NA	NOTAS
1	Introduce o aumenta las instalaciones eléctricas o térmicas (subestaciones eléctricas, hornos, entre otros).	5				
2	Involucra adicionar e incrementar nuevos materiales o sustancias corrosivas, reactivas, explosivos, tóxicos, inflamables o biológico (CRETIB) al proceso, planta o sector. (Materia prima, productos, subproductos e insumos).	9				
3	Involucra incrementar significativamente la exposición del personal a materiales peligrosos (por ejemplo: toma de muestras, ambiente con vapores o polvos, etc.)	6				
4	Involucra un cambio o instalación nueva del Sistema Instrumentado de Seguridad (SIS), incluyendo Nivel de Integridad de Seguridad (SIL) y/o Sistema de Paro por Emergencia (ESD).	36				
5	Involucra el adicionar procesos o instalaciones que clasificadas como Altamente Riesgosas por SEMARNAT.	15				
6	Contempla la construcción o aumento de capacidad de un almacén de sustancias con características CRETIB.	10				
7	Involucra nuevas reacciones químicas y/o altera las características de peligrosidad de las sustancias o materiales involucrados.	10				
8	El cambio hace que las variables del proceso salgan de los límites normales de operación pre-establecidos (aumentos o disminuciones de temperatura, presión, etc.).	10				
9	Reordena o altera la secuencia de la filosofía de operación (el proceso y equipo existente).	6				
10	Incluye o requiere la instalación de sistemas de contención / control de fugas y derrames.	5				
11	Incluye o requiere la instalación de sistema de detección de fugas y derrames.	5				
12	Incluye o requiere la instalación de sistemas de protección para limitar los daños por radiación o sobrepresión de nubes explosivas.	8				
13	Existirán con el desarrollo del cambio impactos al ambiente (aire, agua, suelo, etc.) y/o potenciales impactos a comunidades internas o externas.	8				
14	Existe la posibilidad de que con el cambio o modificación se formen atmósferas (olores, humos o vapores) que ofrezcan riesgo de incendio, explosión o salud a los trabajadores.	8				
15	Aumentará el nivel de ruido del área en donde se integrará el cambio o modificación.	4				
16	El cambio o modificación requiere dar aviso a áreas internas (Planta, Sector o Refinería) o externo (Entidad Privada, Entidad Paraestatal, Licenciador, Autoridad, etc.)	5				
17	Involucra el cambio o actualización de un procedimiento (operativo, seguridad, mantenimiento, etc.)	6				
18	Se requiere utilizar equipo de protección personal (E.P.P.) especial para desarrollar la actividad.(Fase Operativa)	10				
19	Modifica la clasificación de áreas peligrosas.	18				
20	Actividades que involucra el incremento de personal por actividades de mantenimiento (preventivo o correctivo) y servicios (fase operativa).	5				
21	Involucra la reubicación o construcción de estructuras civiles (caseta, accesos, soportes, edificios, otros).	5				
TOTAL DE PUNTOS OBTENIDOS						

NOTAS:

Atentamente,

RESPONSABLE DE OPERACIÓN
(nombre y firma)

RESPONSABLE DE MANTENIMIENTO
(nombre y firma)

RESPONSABLE DE SEGURIDAD
(nombre y firma)



Después de aplicar el cuestionario incluido en el formato anterior, con base a la calificación obtenida se debe seleccionar el método a emplear de acuerdo a los criterios de la siguiente tabla.

TABLA 2. Selección de los métodos de ARP a emplear.

Puntuación obtenida	Tipo de riesgo	Métodos de ARP a emplear
≤ 6	1	Análisis Preliminar de Riesgos
7 – 19	2	Lista de Verificación de Normas y Procedimientos
20 - 35	3	Métodos cualitativos: ¿qué pasa si? y/o Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp
> 35	4	Combinación de métodos cuantitativo–cualitativo



Anexo F. Accidentes mayores.

Accidente mayor. Accidente que involucra a los procesos y operaciones con sustancias químicas que origina gran liberación incontrolada de las mismas o de energía y cuyas consecuencias pueden ser múltiples lesionados, fatalidades, daño extenso de la propiedad o que rebase los límites del centro de trabajo ^[12].

BLEVE. Ocurre cuando en forma repentina se pierde el confinamiento de un recipiente que contiene un líquido sobrecalentado o un licuado a presión. La fuente de ignición es usualmente un fuego externo impactando sobre las paredes del recipiente sobre el nivel del líquido, esto hace fallar el material y permite la repentina ruptura de las paredes del tanque ^[22].

Nube tóxica. En los casos en que una fuga de material tóxico no sea detectada y controlada a tiempo, se corre el riesgo de la formación de una nube de gas tóxica que se dispersará en dirección de los vientos dominantes, y su concentración variará en función inversa a la distancia que recorra. Los efectos tóxicos de exponerse a estos materiales dependen de la concentración del material en el aire y de su toxicidad ^[22].

VCE. Explosión que ocurre en el aire y causa daños de sobrepresión. Comienza con una descarga de una gran cantidad de líquido o gas vaporizado de un tanque o tubería y se dispersa en la atmósfera, de toda la masa de gas que se dispersa, sólo una parte de esta, se encuentra dentro de los límites superior e inferior de explosividad, y esa masa es la que después de encontrar una fuente de ignición genera sobrepresiones por la explosión. Este evento se puede generar tanto en lugares confinados como en no confinados ^[22].



Anexo G. Hojas de datos de seguridad.

Butano

Formula. C₄H₁₀

Peso molecular. 58.124 g/mol

Número de identificación CAS. 106-97-8

Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión a 0.00076 kPa: -138.30 °C

Punto de ebullición a 101.325 kPa: 0.5 °C

Densidad a 101.325 kPa y 20 °C: 2.544 kg/m³

Presión de vapor a 21.1 °C: 213.7 kPa.

Temperatura de inflamación: -73.8 °C.

Temperatura de autoignición: 430 °C.

Límites de explosividad a 20 °C: 1.8% - 8.4% en aire

Solubilidad a 101.325 kPa y 0 °C: 3.147 cm³/100 cm³ de agua.

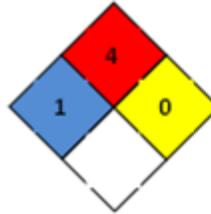
Niveles de toxicidad.

LC₅₀ (inhalación en ratas): No disponible.

LD₅₀ (inhalación en ratas): No disponible.

Equipo de protección personal. Utilizar un aparato de respiración autónomo; así como, ropa protectora retardante a la llama.

Riesgos de fuego y explosión. Como medio de extinción se puede utilizar agua, espuma, dióxido de carbono (CO₂), polvos químicos, entre otros. El gas es más pesado que el aire y puede concentrarse a poca altura o desplazarse por encima de la superficie, en donde puede encontrarse con una fuente de ignición. En caso de que las llamas sean extinguidas accidentalmente, puede producirse una re-ignición explosiva, y por eso deben tomarse las medidas necesarias; p.ej: la evacuación total para proteger a las personas de los fragmentos del cilindro y del humo tóxico en caso de ruptura. Ante la exposición al calor intenso o fuego, el cilindro se vaciará rápidamente y/o se romperá violentamente. Los productos de combustión pueden ser tóxicos. Mantener los envases y los alrededores fríos con agua pulverizada. Si es posible, cortar la fuente de gas para posibilitar la auto-extinción del fuego. Extinguir el incendio sólo cuando la fuga de gas pueda ser detenida. No extinguir una fuga de gas inflamada si no es absolutamente necesario. Se puede producir la re-ignición espontánea explosiva. Extinguir los otros fuegos. Alejarse del envase y enfriarlo con agua desde un lugar protegido. Mantener fríos los cilindros adyacentes mediante pulverización con gran cantidad de agua hasta que el fuego se extinga por sí solo.



*Rombo de clasificación de riesgos según la Asociación Nacional de Protección contra Incendios (NFPA del inglés National Fire Protection Association).



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Riesgos a la salud. La ingestión no está considerada como una vía potencial de exposición. La inhalación puede provocar efectos sobre el sistema nervioso central, a elevadas concentraciones puede causar asfixia, los síntomas pueden incluir la pérdida de la consciencia o de la movilidad; la víctima puede no haberse dado cuenta de la asfixia, esta puede causar la inconsciencia tan inadvertida y rápidamente que la víctima puede ser incapaz de protegerse. En los ojos, el contacto con el líquido puede causar quemaduras por frío o congelación, puede provocar lesiones permanentes en los ojos.

Acciones de emergencia. Retirar a la víctima a un área no contaminada llevando colocado el equipo de respiración autónoma. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Llamar al médico. Aplicar la respiración artificial si se detiene la respiración. La exposición a atmósferas con deficiencia de oxígeno puede causar vértigo, salivación, náusea, vómitos, pérdida de movilidad y consciencia.

Inhalación: Salir al aire libre. Si la respiración es difícil o se detiene, proporcione respiración asistida. Se puede suministrar oxígeno suplementario. Si se detiene el corazón, el personal capacitado debe comenzar de inmediato la resucitación cardiopulmonar. En caso de dificultad respiratoria, brindar oxígeno.

Ojos: En caso de contacto con los ojos, lávenlos inmediata y abundantemente con agua y acúdase a un médico. Manténgase el ojo bien abierto mientras se lava.

Piel: Lavar la parte congelada con agua abundante. No quitar la ropa. Cubrir la herida con vendaje esterilizado.

EN TODOS LOS CASOS DE EXPOSICION, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. Evacuar al personal a zonas seguras. Retirar todas las fuentes de ignición. Nunca entrar en un espacio confinado u otra área, donde la concentración del gas inflamable sea superior al 10% de su nivel inferior de inflamabilidad. Ventilar la zona. No debe liberarse en el medio ambiente. No descargar dentro de ningún lugar donde su acumulación pudiera ser peligrosa. Prevenir la entrada en alcantarillas, sótanos, fosos de trabajo o en cualquier otro lugar donde la acumulación pueda ser peligrosa. Impedir nuevos escapes o derrames de forma segura.

Etano

Formula. C_2H_6

Peso molecular. 30.10 g/mol

Número de identificación CAS. 74-84-0

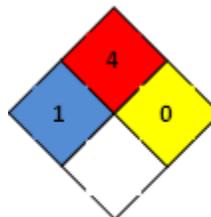
Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión a 0.00076 kPa: $-183.20\text{ }^\circ\text{C}$

Punto de ebullición a 101.325 kPa: $-88.63\text{ }^\circ\text{C}$.

Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.05

Presión de vapor a 20°C : 3751 kPa.



*Rombo de clasificación de riesgos NFPA.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Temperatura de inflamación: -135 °C.

Temperatura de autoignición: 472 °C.

Límites de explosividad a 20 °C: 3.0% - 12.5% en aire.

Solubilidad a 101.325 kPa y 20 °C: 4.7 mL /100 mL de agua.

Niveles de toxicidad. El etano no es tóxico y es un asfixiante simple. Estudios en cerdos de Guinea expuestos a una concentración de etano de 2.2 a 5% por 2 horas muestran síntomas como respiración irregular y somnolencia leve. Cuando concentraciones de 15-19% de etano son mezcladas con oxígeno, actúa como agente de sensibilización cardiaco débil. No se detectaron síntomas anestésicos en animales cuando estuvieron expuestos a una mezcla de etano/oxígeno (80% oxígeno y 20% etano) por 3.75 horas.

Equipo de protección personal. Usar protección respiratoria como equipo auto contenido o máscaras con mangueras de aire y de presión directa cuando se presenten escapes de este gas o durante emergencias, los purificadores de aire no proveen suficiente protección. Guantes protectores de material apropiado para el trabajo. Gafas o anteojos de seguridad según sea apropiado para el trabajo que se realiza. Zapatos de seguridad. Ropa de algodón para prevenir la acumulación de cargas electroestáticas.

Riesgos de fuego y explosión. Para combatir el fuego, se utiliza como medio de extinción agua, dióxido de carbono (CO₂) y polvo químico seco.

Riesgos a la salud. Por inhalación, es un asfixiante. La exposición a altas concentraciones de este gas tiene efectos narcotizantes. Los síntomas incluyen dolor de cabeza, zumbido en los oídos, vértigo, somnolencia, pérdida del conocimiento, náusea, vómito, falta de oxígeno en los pulmones y disminución funcional grave. Con el contacto con los ojos, se desconoce efectos importantes o peligros críticos. La gestión no es una vía normal de exposición a este gas.

Acciones de emergencia. En caso de inhalación, las víctimas deberían ser removidas a un área no contaminada e inhalar aire fresco. La rápida remoción del área contaminada es de vital importancia. Si la respiración se ha detenido, administre resucitamiento y oxígeno suplementario.

EN TODOS LOS CASOS DE EXPOSICION, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

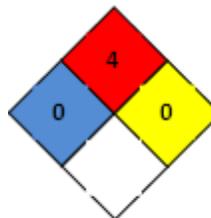
Fugas y derrames. Evacuar la zona de peligro, consultar a un experto. Ventilación. No verter nunca chorros de agua sobre el líquido. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).

Hidrógeno

Formula. H₂

Peso molecular. 2.016 g/mol

Número de identificación CAS. 1333-74-0



*Rombo de clasificación de riesgos NFPA.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Propiedades físicas y termodinámicas.

- Punto de fusión a 7.075 kPa: -259.2 °C
- Punto de ebullición a 101.325 kPa: -252.8 °C.
- Densidad a 101.325 kPa y 25 °C: 0.08235 kg/cm³.
- Temperatura de inflamación: -18.15 °C.
- Temperatura de autoignición: 571.2 °C.
- Límites de explosividad a 20 °C: 4.0%- 75.0% en aire.
- Solubilidad a 101.325 kPa y 20 °C: 0.0182 cm³ /1 cm³ de agua.

Niveles de toxicidad.

- LC₅₀ (inhalación en ratas): No aplica.
- LD₅₀ (inhalación en ratas): No aplica.

Equipo de protección personal. Utilizar un aparato de respiración autónomo, así como ropa protectora retardante a la llama.

Riesgos de fuego y explosión. Para combatir el fuego, se utiliza como medio de extinción agua, espuma, CO₂ y polvo químico. Inflamable por electricidad estática. Arde con llama invisible. El gas es más ligero que el aire y puede acumularse en las partes altas de espacios cerrados. Ante la exposición al calor intenso o fuego, el cilindro se vaciará rápidamente y/o se romperá violentamente. Mantener los envases y los alrededores fríos con agua pulverizada. Extinguir el incendio sólo cuando la fuga de gas pueda ser detenida. Si es posible, cortar la fuente del gas y dejar que el incendio se extinga por sí solo. No extinguir una fuga de gas inflamada si no es absolutamente necesario. Se puede producir la re-ignición espontánea explosiva. Extinguir los otros fuegos. Alejarse del envase y enfriarlo con agua desde un lugar protegido. Mantener fríos los cilindros adyacentes mediante pulverización con gran cantidad de agua hasta que el fuego se extinga por sí solo. En caso de que las llamas sean extinguidas accidentalmente, puede producirse una re-ignición explosiva, y por eso deben tomarse las medidas necesarias; como, la evacuación total para proteger a las personas de los fragmentos del cilindro y del humo tóxico en caso de ruptura.

NOTA: La presencia de una llama de hidrógeno puede ser detectada acercando cuidadosamente material combustible (por ejemplo: una rama de árbol o un trapo envuelto en una madera) extendido para que el fuego se haga visible.

Riesgos a la salud. La ingestión no está considerada como una vía potencial de exposición. A elevadas concentraciones puede causar asfixia, los síntomas pueden incluir la pérdida de la consciencia o de la movilidad; la víctima puede no haberse dado cuenta de la asfixia, esta puede causar la inconsciencia tan inadvertida y rápidamente que la víctima puede ser incapaz de protegerse. Sin efectos negativos en contacto con los ojos.

Acciones de emergencia. Retirar a la víctima a un área no contaminada llevando colocado el equipo de respiración autónomo. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Brindar respiración artificial si se detiene la respiración. Si se detiene el corazón, el personal capacitado debe comenzar de inmediato la resucitación cardiopulmonar. La exposición a una atmósfera con deficiencia de oxígeno puede causar vértigo, salivación, náusea, vómitos, pérdida de movilidad y consciencia.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



EN TODOS LOS CASOS DE EXPOSICION, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. Evacuar al personal a zonas seguras. Retirar todas las fuentes de ignición. Nunca entrar en un espacio confinado u otra área, donde la concentración del gas inflamable sea superior al 10% de su nivel inferior de inflamabilidad. Ventilar la zona. No debe liberarse en el medio ambiente. No descargar dentro de ningún lugar donde su acumulación pudiera ser peligrosa. Prevenir la entrada en alcantarillas, sótanos, fosos de trabajo o en cualquier otro lugar donde la acumulación pueda ser peligrosa. Impedir nuevos escapes o derrames de forma segura.

Metano

Formula. CH₄

Peso molecular. 16.04 g/mol

Número de identificación CAS. 74-82-8

Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión: -182.47°C

Punto de ebullición a 101.325 kPa: -161.4 °C

Densidad del líquido a 101.325 kPa y -161.4 °C: 424.7 kg/m³.

Densidad del gas a 101.325 kPa y 21.11 °C: 0.673 kg/m³.

Temperatura de inflamación: -188 °C.

Temperatura de autoignición: 580 °C.

Límites de explosividad a 20 °C: 5% - 15% en aire.

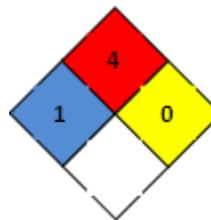
Niveles de toxicidad.

LC₅₀ (inhalación en ratas): No disponible.

LD₅₀ (inhalación en ratas): No disponible.

Equipo de protección personal. Utilizar un aparato de respiración autónomo; precaución: no entre en áreas donde la concentración de sea mayor de 1.00% (20% del Límite Inferior de Inflamabilidad). Se recomienda el uso de guantes de carnaza y zapatos de seguridad. Se recomienda el uso de anteojos de seguridad. En situaciones de emergencia utilice ropa protectora retardante a la llama.

Riesgos de fuego y explosión. Como medio de extinción se puede utilizar agua, espuma, CO₂ y polvos químicos. Al combatir incendios; en caso de ser posible, cierre la fuente de metano desde una distancia segura, use chorro de agua para enfriar los cilindros adyacentes hasta que el fuego sea extinguido por completo. Si es posible sin arriesgarse, mueva los cilindros a un área alejada del incendio. Si la flama es extinguida y el flujo de gas continúa, incremente la ventilación para prevenir la formación de una atmósfera inflamable o explosiva.



*Rombo de clasificación de riesgos NFPA.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Riesgos a la salud. El metano es inactivo biológicamente y esencialmente no es tóxico; por lo tanto, el mayor riesgo de sobreexposición es la no admisión de un suministro adecuado de oxígeno a los pulmones. El metano no está clasificado como cancerígeno o potencialmente cancerígeno por la OSHA. Altas concentraciones de metano para no admitir un suministro adecuado de oxígeno a los pulmones producirán mareos, respiración profunda debido a la necesidad de aire, posibles náuseas y la inconsciencia eventual.

Acciones de emergencia. Las personas expuestas al metano, deben ser trasladadas a un área sin contaminación e inhalar aire fresco suministrando oxígeno suplementario.

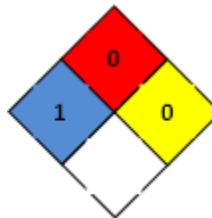
EN TODOS LOS CASOS DE EXPOSICION A METANO, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. Evacue a todo el personal del área afectada. Incremente la ventilación en el área de la fuga. Use un explosímetro calibrado para monitorear la concentración de metano. Existe un riesgo inmediato de explosión en atmósferas con concentraciones mayores a 5%. Utilice equipo de protección apropiado (equipo de protección autónomo y ropa resistente al fuego). Nunca entre a un área donde la concentración sea mayor al 20% del límite inferior de inflamabilidad.

Nitrógeno

Formula. N₂

Peso molecular. 28.0134 g/mol



*Rombo de clasificación de riesgos NFPA.

Número de identificación CAS. 7727-37-9

Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión a 12.53 kPa: -210.0 °C

Punto de ebullición a 101.325 kPa: -195.8 °C

Densidad a 101.325 kPa y 25 °C: 1.1455 kg/m³

Solubilidad a 101.325 kPa y 25 °C: 1.485 cm³ /100 cm³ de agua.

Equipo de protección personal. Utilizar un aparato de respiración autónomo, en caso necesario.

Riesgos de fuego y explosión. El nitrógeno no es inflamable, ni tampoco comburente. No existen riesgos de fuego o explosión por el nitrógeno.

Riesgos a la salud. El peligro primordial a la salud asociado con escapes de este gas es asfixia por desplazamiento de aire. El nitrógeno es un asfixiante simple y puede causar asfixia si se libera en un área confinada. Mantenga los niveles de oxígeno sobre 19.5%. Los efectos de deficiencia de oxígeno resultante de asfixiantes simples pueden incluir: respiración rápida, agudeza mental disminuida, coordinación muscular afectada, fallas de juicio, depresión de todas las sensaciones, inestabilidad emocional y fatiga. La exposición a atmósferas que contienen el 10% o menos de oxígeno, pueden causar náusea, vómitos y pérdida de la conciencia, llevando eventualmente a convulsiones, coma, y muerte.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Acciones de emergencia. En caso de sobre-exposición las víctimas deberán ser evacuadas a un área no contaminada e inhalar aire fresco; si la respiración se ha detenido, debe dárseles resucitación artificial y oxígeno suplementario.

EN TODOS LOS CASOS DE SOBRE-EXPOSICIÓN, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. En caso de escape evacuar a todo el personal de la zona afectada (hacia un lugar contrario a la dirección del viento). Aislar un área de 100 metros a la redonda. Localizar y sellar la fuente de escape del gas. Dejar que el gas se disipe. Monitorear el área para comprobar los niveles de oxígeno. La atmósfera debe tener un mínimo de 19.5% de oxígeno antes de permitir el acceso del personal con aparatos de respiración autosuficiente.

Oxígeno

Formula. O₂

Peso molecular. 31.998 g/mol

Número de identificación CAS. 7782-44-7

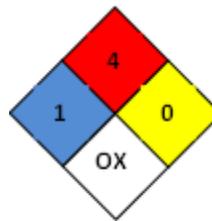
Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión a 101.325 kPa: -218.80 °C

Punto de ebullición a 101.325 kPa: -183.00 °C

Densidad a 101.325 kPa y 25 °C: 1.309 kg/m³

Solubilidad a 101.325 kPa y 0 °C: 4.889 cm³ /100 cm³ de agua.



*Rombo de clasificación de riesgos NFPA.

*OX. Oxidante

Equipo de protección personal. Uso de guantes limpios de aceites o lubricantes, lentes de seguridad; en caso necesario, usar ropa protectora retardante a la llama.

Riesgos de fuego y explosión. Como medio de extinción se puede utilizar agua, espuma, dióxido de carbono (CO₂), polvos químicos, entre otros. En el combate de incendios utilizar un aparato de respiración autónomo, el traje para bomberos profesionales proporcionara solamente protección limitada, proteger al personal del calor irradiado con una cortina de agua pulverizada. En caso de incendio, cerrar el flujo de oxígeno.

Las condiciones que conducen a otro riesgo especial son, algunos materiales incombustibles en el aire, se encenderán en una atmósfera rica en oxígeno (23% < x > 5%), la ropa resistente al fuego puede encenderse y no proteger en atmósferas ricas en oxígeno; el oxígeno es un gas comburente, puede formar mezclas inflamables y explosivas con gases combustibles.

Riesgos a la salud. Altas concentraciones de oxígeno (mayores de 75%) causan síntomas de hiperoxia que incluyen calambres, náusea, mareo, hipotermia, dificultades de la respiración, bradicardia, desmayos y convulsiones que pueden llevar a la muerte. La propiedad es la de hiperoxia que lleva a la neumonía. Concentraciones entre 25 y 75% presentan un riesgo de inflamación de materia orgánica en el cuerpo. Concentraciones de Oxígeno entre 20 y 95% han producido cambios genéticos en sistemas de tests de ensayo de células de mamíferos.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Acciones de emergencia. Retirar a la víctima a un área no contaminada llevando colocado el equipo de respiración autónoma. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Llamar al médico. Aplicar la respiración artificial si se detiene la respiración.

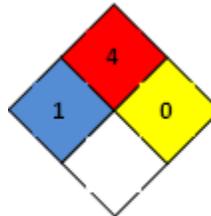
EN TODOS LOS CASOS DE SOBRE-EXPOSICION, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. La ropa expuesta a altas concentraciones puede retener el oxígeno durante 30 minutos o más, y potencialmente existe peligro de incendio. Mantener lejos de fuentes de ignición. Evacuar el personal a zonas seguras. Utilizar equipos de respiración autónoma cuando entren en el área a menos que esté probado que la atmósfera es segura. Ventilar la zona.

Pentano

Formula. C_5H_{12}

Peso molecular. 72.15 g/mol



*Rombo de clasificación de riesgos NFPA.

Número de identificación CAS. 109-66-0

Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión a 0.00076 kPa: -130.00 °C

Punto de ebullición a 101.325 kPa: 36 °C

Densidad relativa del vapor (aire=1) a 101.325 kPa y 20 °C: 2.50

Presión de vapor a 20 °C: 3.466 kPa.

Temperatura de inflamabilidad: -49 °C.

Temperatura de autoignición: 260 °C.

Niveles de toxicidad.

LC₅₀ (inhalación en ratas en 4 horas): 364 g/m³

Equipo de protección personal. Usar lentes de seguridad, guantes de carnaza, ropa de trabajo de algodón, casco de protección personal y zapatos de seguridad. Utilizar un aparato de respiración autónomo; así como, ropa protectora retardante a la llama en caso necesario.

Riesgos de fuego y explosión. Como medio de extinción se puede utilizar espuma, CO₂, polvo químico seco. En caso de fuego, usar ropa retardante a la llama y aparato de respiración autónomo con mascarilla completa, alejarse de chispas, llamas, superficies calientes y fuentes de calor e ignición.

Riesgos a la salud. El contacto con pentano, puede producir quemaduras por enfriamiento de la piel, debido a su rápida evaporación. La exposición prolongada en una atmosfera rica en pentano puede producir asfixia por desplazamiento de oxígeno, dolor de cabeza, náuseas, vómitos, irritación en el tracto respiratorio y depresión del sistema nervioso central; en los ojos, produce



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



irritación. Por ingestión se produce irritación del tracto digestivo, no es una vía de entrada al organismo.

Acciones de emergencia. Retirar a la víctima del área contaminada.

Inhalación: Salir al aire libre. Si la respiración es difícil o se detiene, proporcione respiración asistida. Se puede suministrar oxígeno suplementario.

Ingestión: No inducir el vómito.

Ojos: Lavar ojos de inmediato con abundantemente agua por lo menos 15 minutos.

Piel: Lavar con agua abundante por lo menos 15 minutos, retirar la ropa y zapatos contaminados.

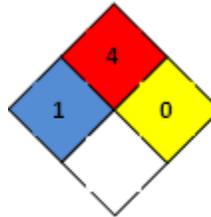
EN TODOS LOS CASOS DE EXPOSICION, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. Ventilar y aislar el área donde ocurrió la fuga o derrame, elimine todas las fuentes de ignición. Contenga y recupere el líquido cuando sea posible; o bien, absórbalo con algún material inerte como arena seca o tierra y deséchelo en un recipiente para exclusivo para desechos químicos. Use equipo e instrumentos que no produzcan chispas.

Propano

Formula. C_3H_8

Peso molecular. 44.097 g/mol



*Rombo de clasificación de riesgos NFPA.

Número de identificación CAS. 74-98-6

Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión a 101.325 kPa: $-187.70\text{ }^{\circ}\text{C}$

Punto de ebullición a 101.325 kPa: $-42.10\text{ }^{\circ}\text{C}$

Densidad a 101.325 kPa y $20\text{ }^{\circ}\text{C}$: 1.868 kg/m^3 .

Presión de vapor a $21.1\text{ }^{\circ}\text{C}$: 853 kPa.

Temperatura de inflamación: $-104\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Temperatura de autoignición: $468\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Límites de explosividad a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$: 2.2% - 9.5% en aire.

Solubilidad a 101.325 kPa y $18\text{ }^{\circ}\text{C}$: $6.5\text{ cm}^3 / 100\text{ cm}^3$ de agua.

Equipo de protección personal. Usar lentes de seguridad, guantes de carnaza, ropa de trabajo de algodón, casco de protección personal y zapatos de seguridad. Utilizar un aparato de respiración autónomo; así como, ropa protectora retardante a la llama en caso necesario.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Riesgos de fuego y explosión. Como medio de extinción se puede utilizar agua, espuma, CO₂, polvos químicos, entre otros. En caso de incendio, utilizar un aparato de respiración autónomo, así como ropa protectora retardante a la llama. Se recomienda la evacuación total.

Riesgos a la salud. La ingestión no está considerada como una vía potencial de exposición. Por inhalación a elevadas concentraciones puede causar asfixia, los síntomas pueden incluir la pérdida de la consciencia o de la movilidad. La víctima puede no haberse dado cuenta de la asfixia, esta puede causar la inconsciencia tan inadvertida y rápidamente que la víctima puede ser incapaz de protegerse.

Acciones de emergencia. Llevar a la víctima a un área no contaminada, colocado el equipo de respiración autónomo. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Brindar respiración artificial si se detiene la respiración.

Inhalación: Salir al aire libre. Si la respiración es difícil o se detiene, proporcione respiración asistida. Se puede suministrar oxígeno suplementario. Si se detiene el corazón, el personal capacitado debe comenzar de inmediato la resucitación cardiopulmonar. En caso de dificultad respiratoria, brindar oxígeno.

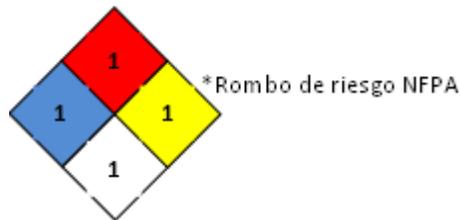
EN TODOS LOS CASOS DE EXPOSICION, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. Evacuar al personal a zonas seguras. Retirar todas las fuentes de ignición. Nunca entrar en un espacio confinado u otra área, donde la concentración del gas inflamable sea superior al 10% de su nivel inferior de inflamabilidad. Ventilar la zona. No debe liberarse en el medio ambiente. Prevenir la entrada en alcantarillas, sótanos, fosos de trabajo o en cualquier otro lugar donde la acumulación pueda ser peligrosa.

Sulfuro de hidrógeno

Formula. H₂S

Peso molecular. 34.08 g/mol



El sulfuro de hidrógeno es un gas incoloro, inflamable, con olor a huevo podrido, de sabor dulce y perceptible a concentraciones de 0.002 mg/l. Sin embargo, en concentraciones mayores de 500 ppm afecta la capacidad de percepción del nervio olfativo y con ello, impide su detección a través de este sentido, haciéndolo más peligroso. Este gas es más denso que el aire y arde en él con flama azul pálida. Es muy tóxico por lo que una exposición prolongada a este gas puede generar efectos adversos a la salud.

Números de identificación CAS. 7783-06-4



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Propiedades físicas y termodinámicas.

Punto de fusión: -85.49 °C

Punto de ebullición: -60.33 °C

Densidad a 101.325 kPa y 25 °C: 1.406 kg/m³

Densidad de vapor: 1.189

Presión de vapor a 21.1 °C: 1.840 kPa.

Temperatura de inflamación: 100.4 °C.

Temperatura de autoignición en el aire: 260 °C.

Límites de explosividad (% en aire a 20 °C): 4.3-46

Solubilidad a 101.325 kPa y 25 °C: 2.257 cm³ /100 cm³ de agua.

Niveles de toxicidad.

LC₅₀ (inhalación en ratas): 444 ppm

Equipo de protección personal. Al utilizar este gas es necesario utilizar bata, lentes de seguridad y guantes, en un área bien ventilada. Si las cantidades a trabajar son grandes, entonces debe utilizarse un equipo de respiración especial. En casos de emergencia debe utilizarse, además, equipo que cubra totalmente el cuerpo de material químicamente resistente. Para trasvasar pequeñas cantidades de disoluciones acuosas, debe usarse propipeta. Nunca aspirar con la boca.

Riesgos de fuego y explosión. Este compuesto es más pesado que el aire, puede viajar distancias considerables hasta una fuente de ignición y la flama se retrotrae. Forma mezclas explosivas con aire en un intervalo grande de concentraciones. Arde en el aire con una flama azul pálido.

Riesgos a la salud. Este producto es extremadamente tóxico, actúa directamente sobre el sistema nervioso central, provocando parálisis de centros respiratorios, debido a que se une a la hemoglobina de una forma similar a los cianuros. Es a través del torrente sanguíneo que reacciona con algunas enzimas, lo que provoca inhibición de la respiración celular, parálisis pulmonar y la muerte. Los primeros síntomas de intoxicación, de manera general, son: náusea, vómito, diarrea, irritación de la piel, lagrimeo, falta de olfato, fotofobia y visión nublada. Los síntomas de una intoxicación aguda son: taquicardia (aumento de la velocidad cardiaca) o bradicardia (disminución de la velocidad cardiaca), hipotensión (presión sanguínea baja), cianosis, palpitaciones, arritmia cardiaca. Además, puede presentarse respiración corta y rápida, edema bronquial o pulmonar, depresión pulmonar y parálisis respiratoria. Los efectos neurológicos en estos casos son irritabilidad, vértigo, cansancio, confusión, delirio, amnesia, dolor de cabeza y sudoración. Se presentan también calambres musculares, temblores, salivación excesiva, tos, convulsiones y coma. Inhalación: Si la exposición es a baja concentración por pocas horas, los síntomas son: dolor de cabeza, náusea, pérdida de peso y otros síntomas debidos a da os cerebrales. A concentraciones entre 50 y 500 ppm, el sulfuro de hidrógeno actua primero como irritante respiratorio. Una exposición prolongada a concentraciones mayores de 250 ppm, por ejemplo, causa edema pulmonar y neumonitis bronquial. Por otra parte, si la concentración es mayor, entonces el da o al sistema nervioso es el principal problema. Así, una exposición a 500 ppm por 30 minutos causa dolor de cabeza, cansancio, diarrea e inconsciencia. Se ha informado, incluso, de casos de encefalopatías y polineuritis. El respirar sólo unos minutos en atmósferas con 1000



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



ppm de este producto, causa inconsciencia de la cual se puede recuperar rápidamente, si se atiende a tiempo, pero que puede ser mortal por parálisis respiratoria.

Contacto con ojos: se produce irritación de la conjuntiva, provocando fotofobia, conjuntivitis y vesiculación del epitelio de la córnea, aún a concentraciones de 20 ppm o más bajas, por algunas horas. Si la exposición es repetida, se presentan además de los síntomas mencionados, lagrimeo, dolor y visión nublada. Un envenenamiento crónico provoca hinchazón de la conjuntiva y los párpados.

Acciones de emergencia. En casos agudos de intoxicación es necesario que el personal médico porte equipo de protección adecuado.

Inhalación: mover a la víctima a un lugar bien ventilado y evaluar los signos vitales. Si no hay pulso, proporcionar rehabilitación cardiopulmonar, si no respira dar respiración artificial. Si la víctima está consciente sentarlo y mantenerlo en reposo, ya que puede ocurrir congestión pulmonar, así como convulsiones.

Ojos: Lavarlos con agua tibia asegurándose de abrir bien los párpados, por lo menos durante 15 minutos.

Piel: Quitar la ropa contaminada y lavar el área expuesta con agua y jabón

EN TODOS LOS CASOS DE EXPOSICION, EL PACIENTE DEBE SE TRANSPORTADO AL HOSPITAL TAN PRONTO COMO SEA POSIBLE.

Fugas y derrames. Mantener alejadas del área cualquier fuente de ignición. Evitar que el material llegue a drenajes o fuentes de agua. Usar agua en forma de rocío para bajar los vapores y almacenarla en lugares especiales pues la disolución es tóxica y corrosiva.

Si el derrame es de disoluciones, contenerlo y absorberlo con productos comerciales hechos para ello, para posteriormente neutralizarlo con óxido o carbonato de calcio o bicarbonato de sodio.



Referencias bibliográficas

1. Petróleos mexicanos. Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. (2007). *NRF-018-PEMEX-2007 Revisión 0. Estudios de riesgos*. México: Autor.
2. Aparicio Florido, J. A. (2001). *Seveso, 1976*. Protección civil Andalucía. Recuperado el 15 de Febrero de 2012 de <http://www.proteccioncivil-andalucia.org/Documentos/Seveso.htm>
3. Pazos, F. (2011). *Seguridad garantizada a 27 años de San Juanico*. Excélsior. Recuperado el 15 de Febrero de 2012 de http://www.excelsior.com.mx/index.php?m=nota&seccion=lapasi%E3%B3n-de-cristo&cat=28&id_nota=785425
4. Aparicio Florido, J. A. (2004). *La explosión de gases de San Juanico*. Protección civil Andalucía. Recuperado el 15 de Febrero de 2012 de <http://www.proteccioncivil-andalucia.org/Documentos/SanJuanico.htm>
5. Aparicio Florido, J. A. (2002). *La catástrofe química de Bhopal*. Protección civil Andalucía. Recuperado el 15 de Febrero de 2012 de <http://www.proteccioncivil-andalucia.org/Documentos/Bhopal.htm#SaludMedio>
6. *Explosión en una industria petroquímica: Caso práctico*. Mapfre. Recuperado el 15 de Febrero de 2012 de http://www.mapfre.com/documentacion/publico/i18n/catalogo_imagenes/grupo.cmd?path=1029075
7. Boletines de Prensa. (2011). *Boletín No 73. Se suscita incendio durante el arranque de una de las plantas de la refinería de Tula*. PEMEX. Recuperado el 15 de Febrero de 2012 de <http://www.pemex.com/index.cfm?action=news§ionID=8&catID=40&contentID=24920>
8. Periódico La Jornada. (2012). *Explosión en la principal refinería de Venezuela deja 39 muertos en Falcón*. La Jornada. Recuperado el 15 de



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



Febrero de 2012 de

<http://www.jornada.unam.mx/2012/08/26/mundo/020n1mun>

9. Reuters. (2012). *Venezuela logró apagar el incendio en la refinería Amuay*. C. El Colombiano. Recuperado el 15 de Febrero de 2012 de http://www.elcolombiano.com/BancoConocimiento/V/venezuela_logro_apagar_el_incendio_en_la_refineria_amuay/venezuela_logro_apagar_el_incendio_en_la_refineria_amuay.asp
10. Boletines de Prensa. (2012). *Boletín No 44. Controlado incendio en una planta de la Refinería de Madero*. PEMEX. Recuperado el 20 de Septiembre de 2012 de <http://www.pemex.com/index.cfm?action=news§ionID=8&catID=40&contentID=27011>
11. Boletines de Prensa. (2012). *Boletín No 59. Incendio en el Centro Receptor de Gas en la carretera Reynosa-Monterrey*. PEMEX. Recuperado el 20 de Septiembre de 2012 de <http://www.pemex.com/index.cfm?action=news§ionID=8&catID=40&contentID=27238>
12. Secretaría del Trabajo y Previsión Social. (2004). *NOM-028-STPS-2004. Organización del trabajo-seguridad en el proceso de sustancias químicas*. México: Autor.
13. Occupational Safety and Health Administration. Code of Federal Regulations. (1992). *29 CFR Section 1910.119. Process safety management of highly hazardous chemicals*. Estados Unidos: Autor.
14. Environmental Protection Agency. Code of Federal Regulations. (1994). *40 CFR Section 68.67 Process hazard analysis*. Estados Unidos: Autor.
15. Secretaría del Trabajo y Previsión Social. (2012). *Ley Federal del trabajo: Reformada el 30 de noviembre de 2012*. México: Autor.
16. (1988). *Ley General de Equilibrio Ecológico y Protección Ambiental: Reformada el 4 de Junio de 2012*. México: Diario Oficial de la Federación.



17. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. (2002). *Guías para la presentación del estudio de riesgo ambiental: Análisis de riesgo niveles 0, 1, 2 y 3*. México: Autor.
18. (2010). *Reglamento de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente en materia de Auditoría Ambiental*. México: Diario Oficial de la Federación.
19. Petróleos mexicanos. Subdirección de Auditoría en Seguridad Industrial y Protección Ambiental. (2011). *DG-SASIPA-SI-02741 Revisión 3. Guía para realizar Análisis de riesgos*. México: Autor.
20. Secretaría del Trabajo y Previsión Social. (2000). *NOM-018-STPS-2000. Sistema para la identificación y comunicación de peligros y riesgos por sustancias químicas peligrosas*. México: Autor.
21. Rubio Romero, J. C. (2004). *Métodos de Evaluación de Riesgos Laborales*. Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos.
22. Casal, J. & Montiel, H. (2001). *Análisis del riesgo en instalaciones industriales*. México: Editorial Alfaomega.
23. Secretaría del Trabajo y Previsión Social. (2012). *Reglamento Federal de Seguridad, Higiene y Medio Ambiente de Trabajo*. México: Autor.
24. American Institute of Chemical Engineers. Center for Chemical Safety Process. (1995). *Guidelines for Hazards Evaluation Procedures: with Worked examples*. (2ª ed.). New York: Autor.
25. Manual de Operación. Este documento fue proporcionado por la planta de destilación al vacío.
26. Petróleos Mexicanos. (2013). *Métodos y factores de conversión*. PEMEX. Recuperado el 27 de Mayo de 2013 de http://www.pemex.org.mx/files/dcpe/informe_metodos_2002.pdf
27. Petróleos mexicanos. Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. (2011). *NRF-031-PEMEX-2011 Revisión 0. Sistemas de desfuegos y quemadores en instalaciones de PEMEX*. México: Autor.



ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO PARA LA INGENIERÍA DE DETALLE EN LA INTEGRACIÓN DE UNA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO DENTRO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO



28. Filosofía de Operación. Este documento fue proporcionado por el personal encargado del diseño del paquete de vacío bomba de anillo líquido.
29. Pompetravaini. (2011). *Manual operativo de las bombas de anillo líquido*. México: Autor.
30. American Petroleum Institute. (1996). *API STANDARD 681 Liquid Ring Vacuum Pumps and Compressors for Petroleum, Chemical and Gas Industry Services*. New York: Autor.
31. Atlas Copco. (2011). *Manual del aire comprimido*. (7ª ed.). México: Autor.
32. Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática (INEGI): Información nacional, por identidad federativa y municipios.
33. Servicio Sismológico Nacional. Regiones Sísmicas en México.