

DISEÑO DE UN ESQUEMA DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO CON
BASE EN EL RESULTADO DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS EN UNA
PLANTA DE GAS NATURAL

JAVIER ENRIQUE VIVAS DIAZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA, 2016

DISEÑO DE UN ESQUEMA DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO CON
BASE EN EL RESULTADO DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS EN UNA
PLANTA DE GAS NATURAL

JAVIER ENRIQUE VIVAS DIAZ

Monografía presentada para optar por el título de Especialista en Ingeniería
del Gas

Directora del proyecto:

PAOLA ANDREA BOHÓRQUEZ PÉREZ

Especialista en Sistemas Integrados de Gestión HSEQ

Ingeniera Sanitaria y Ambiental

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA, 2016

CONTENIDO

INTRODUCCION	12
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	13
1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA	13
1.2 OBJETIVO GENERAL	13
1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	13
1.4 JUSTIFICACIÓN	14
2. MARCO DE REFERENCIA.....	14
2.1 ANTECEDENTES	15
2.2 ASPECTOS RELACIONADOS CON EL ANÁLISIS DE RIESGO	16
2.2.1 Metodologías para Análisis de Riesgos de Incendio.....	17
2.2.2 Riesgo	18
2.2.3 Probabilidad de falla incendios.....	19
2.2.4 Consecuencias incendios.....	20
2.3 ASPECTOS GENERALES DE LOS INCENDIOS	22
2.3.1 Eventos de tipo térmico - Incendios	22
2.3.2 Efectos de eventos tipo térmico - Incendios.....	25
2.3.3 Eventos de tipo mecánico - Explosiones.....	26
2.3.4 Efectos eventos tipo mecánico - Explosiones	27
2.4 ESPACIAMIENTO ENTRE EQUIPOS SEGÚN GUÍAS.....	28
2.5 SISTEMAS CONTRA INCENDIO PARA PLANTAS DE GAS	30
2.5.1 Protecciones pasivas	30
2.5.2 Integración con otros sistemas.....	31
2.5.3 Sistema de extinción de fuego	31
3. METODOLOGÍA	34
3.1 PRIMERA FASE. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE GAS.....	34
3.1.1 Distribución de los equipos en la planta de gas	34
3.1.2 Descripción de los equipos	35
3.1.3 Condiciones físicas de los fluidos	41
3.2 SEGUNDA FASE ANÁLISIS DE RIESGO DE EQUIPOS.....	44

3.2.1 Probabilidad de falla de equipos en la planta de gas	45
3.2.2 Impactos por escenarios de incendio en la planta de gas.....	51
3.2.3 Árbol de eventos de falla.....	60
3.2.4 Probabilidad – Afectación.....	62
3.3 TERCERA FASE. ESQUEMAS SISTEMA CONTRA INCENDIO	64
4. CONCLUSIONES	66
BIBLIOGRAFÍA.....	68

LISTADO DE CUADROS

Cuadro 1. Efectos a diferentes niveles de radiación a equipos y personas. .	25
Cuadro 2. Efectos a diferentes niveles de radiación daños a estructuras.....	27
Cuadro 3. Condiciones de operación y composición fluidos (primera parte).	42
Cuadro 4. Probabilidad – Afectación equipos planta de gas.....	63
Cuadro 5. Recomendaciones al sistema contra incendio por escenario.....	64

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Tabla de separación entre equipos de proceso (dentro del límite de batería).	29
Figura 2. Distribución de equipos planta de gas	35
Figura 3. Equipos planta de gas, incluidos en el análisis de riesgos	35
Figura 4. Manifold entrada de gas	36
Figura 5. Esquema general de scrubber vertical.....	37
Figura 6. Esquema general compresores entrada de gas.	37
Figura 7. Vistas generales unidad Joule Thompson.	38
Figura 8. Vistas generales unidad regeneradora de glicol.	39
Figura 9. Vistas generales unidad filtración y separación con membranas. .	40
Figura 10. Esquema general compresor de venta	41
Figura 11. Esquema general generador con motor a gas.....	41
Figura 12. Frecuencia de falla en tuberías de acero (6")	45
Figura 13. Frecuencia de falla en bridas	46
Figura 14. Frecuencia de falla en válvulas manuales ²⁸	46
Figura 15. Frecuencia de falla recipientes a presión	47
Figura 16. Frecuencia de falla compresores recíprocos ³⁰	48
Figura 17. Frecuencia de falla aerofriadores	48
Figura 18. Frecuencia de falla intercambiadores de calor carcasa y tubos ..	49
Figura 19. Frecuencia de falla filtros	50
Figura 20. Frecuencia de falla bombas centrífugas ³²	50
Figura 21. Frecuencia de falla tuberías de acero (6")	51
Figura 22. Impactos manifold de entrada.....	52
Figura 23. Impactos scrubber de recibo.....	53
Figura 24. Impacto compresores a la entrada	54
Figura 25. Impactos Unidad Joule Thompson	55
Figura 26. Impactos Unidad regeneradora de Glicol.....	56
Figura 27. Impactos Unidad pre-filtración y separación con membranas.	57
Figura 28. Impacto Compresores de Venta	58

Figura 29. Impactos generadores a gas 59

Figura 30. Árbol de Eventos Líquidos Inflamables (Flammable Liquid Event Tree)..... 61

Figura 31. Árbol de Eventos Gas Inflamable (*Flammable Gas Event Tree*) . 62

RESUMEN

TÍTULO: DISEÑO DE UN ESQUEMA DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO CON BASE EN EL RESULTADO DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS EN UNA PLANTA DE GAS NATURAL

AUTOR: JAVIER ENRIQUE VIVAS DIAZ*

PALABRAS CLAVE:

Gas, Riesgo, Probabilidad de Falla, Consecuencias, Protección contra incendio.

DESCRIPCIÓN:

La siguiente monografía muestra un análisis de riesgo realizado a una planta de gas y las recomendaciones para el sistema contra incendio basado en este análisis.

Para el desarrollo de esta monografía se tuvieron en cuenta los siguientes conceptos: metodologías para análisis de riesgos, probabilidades de falla de equipos en plantas de gas, escenarios de incendio en la industria de hidrocarburos y niveles de afectación generados por los diferentes escenarios de incendio.

La probabilidad de falla de los equipos y componentes es tomada de bases de datos históricas de OGP (International Association of Oil and Gas Producer). Una vez definido los eventos de falla más probables, se analizan los diferentes escenarios de incendio asociados a cada falla. Para realizar este análisis se utiliza el software PHAST (Process Hazard Analysis Software Tools) de DNV (Det Norske Veritas). Este software permite considerar variables como son: la composición del fluido, el tamaño de la fuga y las condiciones de operación en las que se genera la fuga (presión). Finalmente, el software PHAST calcula y muestra en gráficos, los niveles de radiación generados por escenarios de incendio y los niveles de impacto generados por escenarios de explosión, para cada evento de falla considerado en la planta de gas

Con la información obtenida por el desarrollo de un análisis de riesgos, es posible optimizar el diseño de los sistemas de protección contra incendio. El sistema de protección puede ser seleccionado de acuerdo con cada evento particular de falla y el nivel de contribución va a ser mayor en las etapas tempranas de diseño.

* Monografía

* Facultad de Ingenierías Físico Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.

Directora: Paola Andrea Bohórquez Pérez. Especialista en Sistemas Integrados de Gestión HSEQ.

SUMMARY

TITLE: DESIGN OF A NATURAL GAS PLANT FIRE PROTECTION SYSTEM BASED ON RISK ANALYSIS

AUTHOR: JAVIER ENRIQUE VIVAS DIAZ**

KEYWORDS:

Gas, Risk, Failure Probability, Consequence, Fire Protection System.

DESCRIPTION:

The following monograph present a gas plant risk analysis and recommendations for fire protection system based on this analysis.

For the development of this monograph the following concepts are considered: methodologies for risk analysis, failure probabilities for gas plant equipments, fire scenarios for hydrocarbon industry and levels of damage generated by different fire scenarios.

The failure probability of equipment and components is take from historical data base of OGP (International Asociation of Oil and Gas Producer). Once the most probable failure events are defined, the different fire scenarios associated with each failure are analyzed. To develop this analysis PHAST software (Process Hazard Analysis Software Tools) from DNV (Det Norske Veritas) are used. This software gives the possibility of introducing as input: the fluid composition, the size of the leak and operating conditions in which the leak is generated (pressure). Finally, PHAST software calculates and displays in graphics, radiation levels generated for fire scenarios and levels of impact for explosion scenarios, for each failure event considered in the gas plant.

With the information obtained by the development of a risk analysis, is possible to optimize the design of fire protection systems. The fire protection system could be chosen in accordance with each particular failure event and the level of contribution will be higher in the earlier stages of design.

* Monograph Specialization

* Faculty of Physicochemical Engineering. School of Petroleum Engineering.

Director: Paola Andrea Bohórquez Pérez. Specialist in Integrated Management Systems HSEQ.

INTRODUCCION

La distribución de equipos en cualquier planta o estación del sector hidrocarburos, además de su ordenamiento lógico en función de los procesos realizados en la planta, y del espaciamento pensando en facilitar al máximo las funciones de operación y mantenimiento, tiene un componente de seguridad implícito relacionado con el fin de reducir el nivel de consecuencias ante un evento de incendio.

Cuando no se cuenta con la información de niveles de afectación por escenarios de incendio, el distanciamiento entre equipos y el diseño de los sistemas contra incendio se realiza basándose en las guías de espaciamento de equipos.

Las distancias de separación indicadas en las guías de espaciamento de equipos, son determinadas con base en la revisión de datos disponibles en guías usadas por industrias privadas del sector, guías de compañías de seguros, guías de espaciamento histórico, regulaciones, consensos, estándares como son la NFPA (National Fire Protection Association), API (American Petroleum Institute) y experiencia en ingeniería.

Las guías de espaciamento son una herramienta rápida para realizar la distribución de los equipos en una planta o estación, sin embargo como estas guías están realizadas para incluir un amplio rango de escenarios, se pueden generar distancias demasiado conservadoras o muy permisivas entre equipos. Cuando el espacio disponible para la instalación de la planta es compacto, la reducción de las distancias entre equipos se logra implementando medidas de protección contra incendio adicionales. Como resultado, la búsqueda del aprovechamiento del espacio implica sistemas contra incendios más robustos y costosos.

En el desarrollo de un análisis de riesgo, se tienen en cuenta condiciones particulares que no se incluyen en las guías de distanciamiento de equipos, como son la composición de los hidrocarburos analizados, las condiciones de operación, tamaño y dirección de la fuga. Se obtiene entonces una información más precisa del tipo de escenario y del nivel de impacto que se puede generar.

Con esta información más acertada de los niveles de afectación por escenarios de incendio se puede realizar una distribución y espaciamento óptimos de los equipos. Esta información además es la guía para definir la ubicación de sistemas de protección contra incendio, así como los sistemas de protección adicionales requeridos para disminuir el riesgo en lo equipos de alta criticidad. El resultado son plantas y estaciones más compactas y con el sistema contra incendio apropiado y dentro de la normatividad establecida.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Las guías de espaciamiento de equipos son utilizadas como herramienta rápida para determinar la distancia entre equipos en una planta o estación. En el uso de estas guías se asume un nivel mínimo de protección contra incendio en el sitio con base en las normas NFPA, nivel que comprende la red de contra incendio, hidrantes, monitores, equipos de contra incendio y drenaje adecuado para prevenir inundaciones¹.

Las distancias de separación indicadas en las guías de espaciamiento de equipos, son determinadas con base en la revisión de datos disponibles en la industria y son realizadas para incluir un amplio rango de escenarios, lo que puede generar distancias demasiado conservadoras o muy permisivas entre equipos.

Cuando el espacio disponible es compacto, la reducción de las distancias entre equipos implica medidas de protección contra incendio adicionales. Como resultado final, en busca del aprovechamiento máximo del espacio, se obtienen sistemas contra incendios más robustos y costosos.

1.2 OBJETIVO GENERAL

Definir un esquema de protección contra incendio con base en el resultado de un análisis de riesgos en una planta de gas natural.

1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Determinar el nivel de riesgo en cada uno de los equipos dentro de la planta de gas objeto de estudio, basado en la probabilidad de falla y el impacto generado en cada escenario.

Establecer el sistema de protección contra incendio, óptimo y dentro de normas, basado en el nivel de riesgo de cada equipo.

Comparar el esquema de protección contra incendio basado en las distancias definidas en la guía de espaciamiento de equipos vs el esquema de protección contra incendio basado en el análisis de riesgo, con el fin de determinar qué tan significativas pueden ser las diferencias entre los dos métodos.

Identificar como el resultado de un análisis de riesgo permite optimizar el diseño de los sistemas de protección contra incendio a ser instalados en una planta de gas.

¹ ECOPETROL. VTE-PTI-P-GEN-GT-003 - Guía de espaciamiento de plantas, equipos y facilidades tratamiento estandarizado de crudos pesados. Vicepresidencia Técnica, 2015.

1.4 JUSTIFICACIÓN

Las guías de espaciamiento permiten realizar una rápida distribución de los equipos en una planta o estación, considerando implícita la instalación de sistemas mínimos de protección contra incendio en el sitio. Sin embargo estas guías son realizadas para incluir un amplio rango de escenarios, de tal manera que se pueden generar distancias demasiado conservadoras o muy permisivas entre equipos. Cuando el espacio disponible es una limitante, la reducción de las distancias entre equipos se logra implementando medidas de protección contra incendio adicionales.

En la realización de un análisis de riesgo se incluyen condiciones particulares, como son la composición de los hidrocarburos analizados, las condiciones de operación, tamaño y dirección de la fuga. De esta manera se obtiene resultados más precisos acerca de los tipos de escenario de incendio y del nivel de impacto que se puede generar.

Tomando los escenarios de incendio en cada equipo que implican los niveles de impacto más severos (medidos como radiación generada), y la afectación que se puede generar sobre los equipos aledaños expuestos bajo ciertos niveles de radiación, se puede definir el distanciamiento entre equipos para el cual es suficiente con incluir un sistema contra incendio básico en sitio (red de agua, hidrantes y monitores). Al igual que con las guías de espaciamiento, si se requiere reducir la distancia entre equipos es necesario instalar sistemas de protección contra incendio adicionales.

De esta manera es posible comparar el esquema de protección contra incendio basado en las distancias definidas en la guía de espaciamiento de equipos vs el esquema de protección contra incendio basado en el análisis de riesgo, con el fin de determinar qué tan significativas pueden ser las diferencias entre los dos métodos.

Adicionalmente, al realizar la definición del esquema de protección contra incendio basado en el análisis de riesgo, sobre una planta de gas existente y por lo tanto con la ubicación de los equipos ya definida, se puede determinar qué beneficios implica realizar este tipo de análisis en las etapas tempranas del diseño.

2. MARCO DE REFERENCIA

El marco de referencia que orienta el presente trabajo de monografía, incluye en primer lugar una revisión de algunos antecedentes de trabajos realizados en la temática de que trata la monografía; en segundo lugar una visión general sobre lo relacionado con la metodología del análisis de riesgos y en tercer lugar una fundamentación sobre incendios en el contexto de una planta de gas.

2.1 ANTECEDENTES

Dentro de la búsqueda de literatura para desarrollar esta monografía, se encontraron tres artículos de investigaciones relacionadas con el análisis de riesgo y el diseño de sistemas contra incendio y que aportaron información y conceptos para el desarrollo de este documento.

- DETERMINING SAFETY DISTANCE IN PROCESS DESIGN. Elaborado en el año 2015 por Benintendi Renato, Rodriguez Guio Angela Deisy y Marsh Samuel, para la empresa Amec Foster Wheeler. En este artículo presentan una breve reseña histórica mostrando los cambios en la metodología para reducir los riesgos en el diseño de plantas industriales. Después realizan la validación del software FEATHER (Fire, Explosion and Toxicity Hazard Effect Review), desarrollado por Amec Foster Wheeler, comparando los resultados de simulaciones contra los obtenidos por el software PHAST. Por último, comparan la distancia obtenida en el FEATHER para una radiación de 8kW/m^2 contra las distancias definidas por métodos prescriptivos. Como conclusión, a partir de las diferencias en las distancias obtenidas, muestran la importancia de utilizar metodologías para análisis de riesgos en las etapas tempranas del diseño de una estación, con el fin de evitar riesgos en lugar de implementar equipos de protección para controlar en evento.
- INHERENT SAFETY IN PROCESS PLANT DESIGN. AN INDEX-BASED APPROACH. Elaborado en el año de 1999 por Heikkilä Anna-Mari, como un artículo para el TECHNICAL RESEARCH CENTRE OF FINLAND VTT. En este artículo se presentan conceptos relacionados con la seguridad y la evaluación de seguridad, posteriormente describen algunas metodologías empleadas para la evaluación de la seguridad en el proceso de diseño de una planta, indicando en qué etapa del diseño (conceptual, básica o detalle) son más eficientemente usadas, e indicando las limitaciones de cada una de estas al querer implementarse en una etapa de ingeniería conceptual. Ante las limitaciones de otras metodologías, presenta la metodología del “proceso inherentemente seguro”, sus principios y los factores requeridos para superar el problema de la falta de información en las etapas conceptuales del diseño de una planta. Como conclusión, muestra las ventajas de utilizar los principios del diseño inherentemente seguro en la ingeniería conceptual de una planta, siendo la herramienta más efectiva en esa etapa del proceso.
- QRA INCLUDING DOMINO EFFECT AS A TOOL FOR ENGINEERING DESIGN. Elaborado en el año 2014 por Nomena Rosa, Semperea Julià y Mariottib Valeria y presentado en el “International Symposium on Safety Science and Technology”. En este artículo se presenta una breve

descripción de la evolución de la reglamentación para el control de riesgos en plantas industriales, enfocándose en la zona de Cataluña. Posteriormente definen el término “Efecto domino”, indicando como a partir de la energía generada en un evento inicial de incendio se puede presentar al menos un segundo evento de incendio. Describen además como es el desarrollo de un QRA (Quantitative Risk Assessment) y realizan un “caso de estudio” para el cual se comparan las distancias para un nivel de riesgo, considerando tanto análisis prescriptivos (legislación española) como predictivos. Por último, sobre el mismo “caso de estudio” y usando únicamente la metodología de análisis de riesgos, comparan diferentes alternativas para realizar el almacenamiento de un volumen de GLP, analizando variables como son la cantidad de recipientes y la posición de estos. Como conclusión encuentran que las distancias dadas por la legislación española son más conservativas que las calculadas por análisis de riesgos, y encuentran como la información obtenida del análisis de riesgos puede ser muy útil como “input” en el diseño y distribución de los equipos en una planta industrial.

2.2 ASPECTOS RELACIONADOS CON EL ANÁLISIS DE RIESGO

La metodología del Análisis de Riesgo tiene como objeto la revisión de los riesgos que pueden ocurrir en la industria. Un Análisis de Riesgo Cuantitativo es una valiosa herramienta para determinar el riesgo por el uso, manejo, transporte y almacenamiento de sustancias peligrosas².

En la realización del análisis de riesgo se consideran las causas y fuentes del riesgo, sus consecuencias y la probabilidad de que dichas consecuencias puedan ocurrir. En este análisis se relaciona la amenaza y la vulnerabilidad de los elementos expuestos, con el fin de determinar los posibles efectos en aspecto social, económico y ambiental, así como sus probabilidades. Se estima el valor de las afectaciones generadas en un evento y se compara con criterios establecidos, con el propósito de definir las acciones necesarias para reducir el riesgo.

Los análisis de riesgos pueden ser aplicados en proyectos de nuevas instalaciones, en la ejecución de cambios y modificaciones o en instalaciones existentes, a fin de determinar su nivel de riesgo y así decidir acciones para su control, tanto a través de medidas de ingeniería como administrativas, incluyendo planeamiento para emergencias y contingencias³.

² CPR 18E Guideline for quantitative risk assessment - Purple book, Committee for the Prevention of Disasters (Commissie voor de Preventie van Rampen CPR), 2005.

³ PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.

Una Evaluación de Riesgos de Incendio es un proceso para caracterizar el riesgo asociado con incendios, que aborda los escenarios de incendio, su probabilidad y las potenciales consecuencias⁴.

El primer paso de un análisis de riesgo es realizar la descripción y/o definición del sistema a analizar. En esta fase deben establecerse los objetivos y metas, alcance del trabajo, nivel de profundidad o detalle e información/data recogida.

En este paso se definen aspectos como la razón por la cual se desea realizar el análisis de riesgo, en donde entre otros los posibles objetivos son: Determinar el nivel de riesgo individual a operadores y terceros de un proyecto o instalación existente para ser comparados con criterios de tolerancia, satisfacer requerimientos corporativos y/o regulatorios, realizar análisis Costo–Beneficio–Riesgo y a partir de este definir planeamientos de emergencia y/o contingencia.

En esta primera fase, también se definen los límites del Sistema (físicos y operativos), el nivel de detalles (cómo las unidades de proceso dentro del sistema serán analizadas) y la recolección de información (qué información debe ser recopilada, tales como información sobre condiciones atmosféricas, densidad poblacional, entre otros).

La siguiente etapa corresponde a la identificación de los peligros inherentes al proceso o planta en la cual se evalúan, entre otros, los materiales, inventarios y las condiciones operacionales del proceso que pudiesen ocasionar eventos indeseables.

Habiendo identificado los peligros, es necesario cuantificar el nivel de riesgo implícito a objeto de determinar el alcance de las medidas de control. La cuantificación del riesgo está basada tanto en la estimación de la frecuencia de ocurrencia de accidentes como en el cálculo de sus consecuencias.

2.2.1 Metodologías para Análisis de Riesgos de Incendio⁵

De acuerdo con la NFPA 551, existen 5 metodologías definidas para realizar análisis de riesgo de incendio.

- Método cualitativo. Maneja las probabilidades y las consecuencias de manera cualitativa. Por ejemplo: Análisis “What-if”, matriz de riesgos, árbol de decisiones para la seguridad contra incendios NFPA 550.

⁴ NFPA 551 (2013 Ed) Guide for the Evaluation of Fire Risk Assessments, National Fire Protection Association, 2013.

⁵ NFPA 551 (2013 Ed) Guide for the Evaluation of Fire Risk Assessments, National Fire Protection Association, 2013.

- Método semicuantitativo en probabilidad. Maneja las probabilidades de manera cuantitativa y las consecuencias de manera cualitativa. Por ejemplo análisis de árbol de eventos independiente.
- Método semicuantitativo en consecuencias. Maneja las probabilidades de manera cualitativa y las consecuencias de manera cuantitativa. Por ejemplo modelos de incendio para escenarios de incendio desafiantes.
- Método cuantitativo. Combina estimaciones cuantitativas de probabilidades y consecuencias. Por ejemplo análisis de árbol de eventos combinado con modelos de incendios.
- Método de riesgos costos- beneficio. Incluye la determinación del costo de los enfoques alternativos para limitar las probabilidades y/o consecuencias de incendios.

La metodología seleccionada para un caso particular debe considerar factores como son: objetivos y criterios de aceptación de los “grupos de interés” (stakeholder) que pueden afectar o verse afectados por un riesgo, alcance del análisis de riesgo de incendio, audiencia del análisis y tomadores de decisiones, regulaciones y consideraciones de litigios, precedentes para aplicaciones similares, recursos y datos suficientes, restricciones de costo y tiempo, capacidades de personal, y la posible necesidad de direccionar incertidumbres.

2.2.2 Riesgo

La palabra Riesgo viene del Italiano *Risicare*, que significa desafiar, retar, enfrentar. El riesgo se define como la combinación de la probabilidad de que se produzca un evento y sus consecuencias negativas⁶.

El riesgo es una medida de lesiones humanas, daños al medio ambiente o pérdidas económicas en términos de la probabilidad de incidentes y la magnitud de la pérdida o lesión⁶.

El riesgo vincula las probabilidades y consecuencias de posibles eventos indeseados, asociados a una instalación o proceso determinados. La percepción de riesgo, y por lo tanto la aceptación de este, está influenciada por los valores de los “grupos de interés” (stakeholders). Por lo tanto, los valores de los “grupos de interés” deben establecerse en las métricas de riesgo, que pueden incluir seguridad de la vida, la propiedad, la interrupción del negocio, y los activos intangibles. Las métricas asociadas a estos valores

⁶ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

pueden ser las personas afectadas, los dólares de pérdida, la superficie, y así sucesivamente⁷.

Para un escenario de incendio, el riesgo se define como el producto de la probabilidad o frecuencia de que se genere la falla asociada al escenario, por las consecuencias generadas por este escenario analizado.

$$R = f(\text{probabilidad de falla o incendio, consecuencias de falla})$$

A su vez, la probabilidad de falla, que en este caso es incendio, se calcula considerando tanto la probabilidad de que se genere una fuga como la probabilidad de que la fuga termine en incendio.

$$\text{Probabilidad incendio} = \text{Probabilidad Fuga} * \text{Probabilidad Ignición}$$

Una de las actividades más importantes para definir el nivel de riesgo es definir los escenarios adecuados. Se debe evitar la inclusión de una gran cantidad de escenarios que terminen robusteciendo el análisis de riesgo innecesariamente, pero también se debe evitar los excluir escenarios representativos, obteniendo como resultado una medida falsa del riesgo.

2.2.3 Probabilidad de falla incendios

El cálculo de la probabilidad del suceso final indica que tan probable es la ocurrencia de un suceso dada la pérdida de contención y depende directamente de la probabilidad de ignición que a su vez depende de tres factores, a saber: Masa involucrada en el evento, Temperatura de la sustancia liberada y Existencia de fuente de ignición⁸.

En muchos casos la información de la frecuencia de incidentes puede ser obtenida directamente de registros históricos. El número de incidente registrados puede ser dividido en el periodo de exposición para un estimar un valor de frecuencia de fallas. Esta es una técnica sencilla que proporciona directamente una frecuencia de un evento, sin la necesidad de usar modelos detallados de frecuencia. También es posible estimar probabilidades de eventos utilizando arboles de análisis de eventos o arboles de análisis de fallas⁹.

Para estimar las frecuencias de falla se pueden utilizar bases de datos de organizaciones como la OGP (International Oil and Gas Producers), en donde se dan reportes de fallas en equipos de procesos, tanques de almacenamiento

⁷ NFPA 551 (2013 Ed) Guide for the Evaluation of Fire Risk Assessments, National Fire Protection Association, 2013.

⁸ ECOPETROL. Guía de análisis de riesgo tecnológico para el sector Hidrocarburos, Vicepresidencia de Servicios y Tecnología Corporativo de Normas y Estándares Ecopetrol S.A., 2011.

⁹ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

y tuberías (OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Report No 434-3 Storage incident frequencies, OGP Report No 434-4 Riser & pipeline release frequencies).

La frecuencia de falla de un componente particular (recipiente, tubería, y otros) puede ser deducida a partir de información histórica y si es posible, soportada en juicios de expertos que tomen en cuenta diferencias entre características de la planta analizada y las que pudiesen haber estado envueltas en los registros históricos de fallas¹⁰.

El análisis por árbol de fallas permite estimar la frecuencia de incidentes peligrosos a partir de un modelo lógico de los mecanismos de falla de un sistema. El modelo se basa en la combinación de fallas de los componentes más básicos del sistema, sistemas de seguridad y fiabilidad humana. Por medio de la combinación de puertas lógicas relativamente simples (por lo general AND y OR) se puede sintetizar un modelo de fallos. Entonces, la frecuencia o probabilidad de los eventos superiores se calcula a partir de los datos de falla de los eventos más simples¹¹.

Cualquiera sea el enfoque usado, es necesario aplicar un buen juicio de ingeniería para determinar cuál información es la más relevante para la planta en cuestión. Generalmente se usa información genérica de fallas obtenidas de varias fuentes, y suponiendo que una planta es operada de acuerdo a estándares razonables, la misma no tendría por qué fallar con mayor o menor frecuencia que aquellas en donde se originó la información de fallas.

2.2.4 Consecuencias incendios

La estimación de consecuencias se efectúa mediante programas computarizados especializados, como lo es el PHAST (Process Hazard Software Tool) de DNV (Det Norske Veritas), cuyas bases de cálculos han sido aprobadas en la industria de hidrocarburos.

Típicamente los escenarios incluidos en un análisis de consecuencias de una instalación que procese hidrocarburos son¹²:

- Fugas de fluidos tóxicos y/o inflamables/combustibles de equipos de proceso, tuberías y tanques de almacenamiento.
- Incendios que envuelven fugas de productos inflamables.
- Explosiones de nubes de vapor.

¹⁰ PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.

¹¹ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

¹² PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.

- Ocurrencia de bola de fuego (BLEVE) en recipientes de proceso presurizados conteniendo gases licuados inflamables.

Dado que la estimación de consecuencias implica un alto nivel de complejidad y requiere una predicción lo más exacta posible del área afectada por cada peligro, es importante usar modelos apropiados para cada escenario específico y al mismo tiempo, aquellos que hayan demostrado proveer predicciones razonablemente precisas comparadas con los resultados obtenidos en pruebas de campo, a gran escala o en accidentes previos¹².

Un Análisis de Estimación de Consecuencias usualmente consiste de los siguientes sub-estudios¹²:

- Cálculo de descarga de sustancias inflamables/combustibles y tóxicas (cantidades, tasas, duración, etc.)
- Cálculo de niveles de radiación, sobrepresión y concentraciones inflamables y/o tóxicas.
- Estimación de afectación a la integridad física de personas y equipos.

La consecuencia es también dependiente del objeto del estudio, ya que si el propósito es por ejemplo evaluar efectos sobre el ser humano, las consecuencias pueden ser expresadas como fatalidades o lesiones, mientras que si el objeto es evaluar daño a las propiedades tales como estructuras y edificios, las consecuencias pueden ser pérdidas económicas¹³.

La mayoría de los estudios cuantitativos de riesgos consideran simultáneamente diversos tipos de resultantes de incidentes (por ejemplo, daños a la propiedad y exposiciones a sustancias inflamables, combustibles y/o tóxicas). Para estimar riesgos, se debe usar una unidad común de medida de consecuencias para cada tipo de efectos (muerte, lesión o pérdida monetaria)¹⁴.

Para obtener resultados significativos al usar la técnica del Análisis de Riesgos, es necesario establecer criterios de daños relacionados con el nivel de peligro de interés para el propósito del estudio. Los criterios de daños están referidos a los efectos de productos tóxicos, incendios y explosiones generados por los escenarios de accidentes que podrían desarrollarse en cada una de las unidades de proceso bajo estudio¹⁵.

Para evaluar los efectos sobre personas, equipos y el ambiente como consecuencia de ocurrencia de un incendio, se requiere la adopción de

¹³ NFPA 551 (2013 Ed) Guide for the Evaluation of Fire Risk Assessments, National Fire Protection Association, 2013.

¹⁴ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

¹⁵ PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.

critérios de daños los cuales representan un cierto nivel conocido de consecuencias para una determinada exposición y duración. Para lograr una mejor relación, los niveles de consecuencias por radiación y por sobrepresión se describirán junto con los escenarios de incendio asociados.

2.3 ASPECTOS GENERALES DE LOS INCENDIOS

Un accidente es un suceso incontrolado, capaz de ocasionar daños¹⁴. En general para procesos petroquímicos estos accidentes están asociados a derrames, incendios, explosiones y vertido de sustancias peligrosas. La ocurrencia de un accidente genera efectos sobre el personal, el medio ambiente y las instalaciones. Estos efectos serán de diferentes tipos según el fenómeno que se presente.

2.3.1 Eventos de tipo térmico - Incendios

Un incendio afecta a su entorno principalmente a través del calor irradiado que es emitido. Si el nivel de radiación de calor es suficientemente alto, otros objetos que sean inflamables pueden encenderse. Además, los organismos vivos pueden ser quemados por la radiación de calor. El daño causado por la radiación de calor se puede calcular a partir de la dosis de radiación recibida; una medida de la dosis recibida es la energía por unidad de área de superficie expuesta a la radiación sobre la duración de la exposición¹⁶.

Los incendios pueden ser clasificados como:

- Pool Fire (Piscina de fuego)
- Jet Fire (Chorro de Fuego)
- Fireball or Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE) (Bola de Fuego)
- Flash Fire (Llamarada)

2.3.1.1 Pool Fire (Piscina de fuego)

Este escenario de incendio se presenta cuando la fuga, derrame o escape de un líquido inflamable, debido a su naturaleza y condiciones operativas, genera un charco, cuya extensión es conocida y depende de la geometría del sitio donde este contenido. Por evaporación se generan gases inflamables, que en contacto con una chispa o fuente de calor generan el incendio sobre la superficie del charco. La magnitud de esta llama estacionaria depende principalmente del tamaño del charco y del calor de combustión.

Las piscinas de fuego tienden a ser localizadas con el principal interés de establecer el potencial de efectos dominó y zonas seguras para empleados. Los efectos primarios de estas piscinas de fuego se deben a la radiación

¹⁶ WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.

térmica de la llama. Problemas con el espaciado entre tanques y entre plantas, aislamientos térmicos, especificación de paredes de fuego, etc., pueden ser abordados a partir análisis específicos de consecuencias para un rango de posibles escenarios de piscina de incendio¹⁷.

El drenaje es una importante consideración en la prevención de las piscinas de fuego, si el material es drenado hacia un lugar seguro, la piscina de fuego no se puede formar (ver NFPA 30). Las consideraciones importantes son (1) el líquido debe ser drenado hacia un área segura, (2) el líquido debe estar cubierto para minimizar la vaporización, (3) el área de drenaje debe estar lejos de la fuente de radiación térmica, (4) deben ser provistos los adecuados sistemas de protección contra incendio, (5) deben proveerse las consideraciones para contener y drenar el agua contra incendios y (6) se debe proveer sistemas de detección de fugas¹⁸.

2.3.1.2 Jet Fire (Chorro de fuego)

Este escenario de incendio se presenta cuando la fuga, derrame o escape de un líquido inflamable, debido a su naturaleza y condiciones operativas entre las que se encuentra una alta presión, genera un chorro de gases o vapores combustibles. Al contacto con una chispa o fuente de calor se genera la llama estacionaria y alargada (de gran longitud y poca amplitud). La magnitud de la llama depende principalmente de la presión con que sale el fluido y del calor de combustión.

Este escenario se presenta generalmente en tuberías y recipientes a presión. A diferencia del escenario de piscina de fuego, la dirección del chorro de fuego no puede ser completamente definida, pues depende de la ubicación donde se genere la fuga. En los modelos se puede suponer una ubicación de fuga y extrapolar los radios de radiación térmica para identificar las consecuencias.

El chorro de fuego típicamente resulta de la combustión de un material a medida que se libera de una unidad de proceso presurizada. La principal preocupación, al igual que en las piscinas de fuego, es sobre los efectos locales de la radiación¹⁸.

2.3.1.3 Fireball or Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE) (Bola de Fuego) ¹⁸

Una BLEVE (boiling liquid expanding vapor explosión = explosión de vapor de líquido hirviendo expandiéndose) ocurre cuando se presenta una fuga súbita de una gran cantidad de masa de un líquido supe-calentado y presurizado a la

¹⁷ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

¹⁸ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

atmosfera. La primera causa de este escenario se presenta cuando una llama externa choca sobre la pared del recipiente por encima del nivel de líquido, debilitando el recipiente y conduciendo a la ruptura repentina de este. Una válvula de alivio de presión no protege contra este modo de fallo, desde que la pared del recipiente falle es probable que ocurra a una presión por debajo del set de presión de la válvula de emergencia. Se debe anotar sin embargo que un BLEVE puede ocurrir debido a cualquier mecanismo que resulte en la falla repentina del recipiente, incluyendo impactos por un objeto, corrosión, defectos de manufactura, calentamientos excesivos internos, etc. El fallo súbito de un recipiente permite que el líquido súper-calentado destelle rápidamente (flash), típicamente incrementado su volumen unas 200 veces. Esto es suficiente para generar una onda de presión y fragmentos. Si la fuga es de un líquido inflamable, el resultado puede ser una bola de fuego.

Películas de incidentes reales BLEVE que involucren materiales inflamables muestran claramente varias etapas de desarrollo bola de fuego BLEVE. Al comienzo del incidente, una bola de fuego se forma rápidamente debido a la rápida expulsión de material inflamable debido a la despresurización del recipiente. Esto es seguido por un incremento mucho más lento en la bola de fuego debido a la flotabilidad de los gases calientes.

2.3.1.4 Flash Fire (Llamarada)

Este escenario de incendio se presenta a partir de la fuga de un material inflamable, debido a su naturaleza y condiciones operativas, se genera una nube de vapor en un ambiente abierto. En la nube se van generando tres zonas relacionadas con la combustión, una primer zona con alta concentración de combustible, una segunda zona con una relación aire combustible adecuada para la combustión y una tercer zona en donde el nivel de combustible es bajo y no se puede generar la combustión. Al contacto de una chispa o fuente de calor con la zona con la relación aire-combustible adecuada para combustión, se pueden generar dos tipos de combustión, explosiva o no explosiva. La llamarada sería el caso de la combustión no explosiva de la nube de vapor.

Una llamarada es la combustión no-explosiva de una nube de vapor resultante de una fuga de material inflamable en aire libre. Experimentos han demostrado (AIChE 1994) que las nubes de vapor únicamente explotan en las áreas donde combustiones turbulentas se desarrollan intensamente y únicamente si ciertas condiciones son cumplidas. El mayor daño de las llamaradas proviene de la radiación térmica y del contacto directo con las llamas. La literatura proporciona poca información sobre los efectos de la radiación térmica por las llamaradas, probablemente porque la radiación térmica de la explosión de una nube de vapor se considera menos significativa los efectos de una posible explosión. Además, la radiación total interceptada por un objeto cerca de una llamarada es sustancialmente menor que en el caso de una piscina de fuego.

Típicamente, la zona de quema de la llamarada es estimada por un modelo de dispersión y definiendo desde el ½LEL (low explosion level) hasta el punto de origen de la fuga, a pesar de que la concentración de vapor podría estar por encima del UEL (upper explosión level). La turbulencia inducida por la combustión mezcla estos materiales con el aire y se genera la quema¹⁹.

2.3.2 Efectos de eventos tipo térmico - Incendios

Los daños estimados por incendios son basados en correlaciones con registros de incidentes con flujo de radiación y niveles de daño. Existen varias tablas que dan criterios para daños por incendio sobre personas y sobre bienes. Algunas veces estos son expresados en términos de intensidad de radiación y algunas veces en dosis de potencia. El efecto sobre las personas es expresado en términos de probabilidad de muerte y diferentes grados de lesión para diferentes niveles de radiación. El efecto sobre edificaciones, entorno natural y equipos es medido en términos de probabilidad de ignición; esto es particularmente importante para las estructuras en madera²⁰.

Otro factor importante que se tiene en cuenta en la determinación del nivel de afectación por la radiación térmica de un incendio, es el tiempo de exposición.

A continuación se presenta una tabla con una recopilación de niveles de afectación por radiación térmica, tomando como referencia varias fuentes de consulta (^{19, 20, 21, 22}).

Cuadro 1. Efectos a diferentes niveles de radiación a equipos y personas.

RADIACIÓN KW/M2	DAÑOS A EQUIPOS	DAÑO A PERSONAS
200	Debilitamiento del hormigón armado.	Fatal
60	Máxima radiación tolerable por el cemento.	Fatal
40	Máximo tolerable por el acero estructural y el hormigón prensado. Destrucción de equipos y tanques	Fatal
37,5	Suficiente para causar daños a equipos de proceso. Colapso de estructuras.	100% de mortalidad en 1 minuto. 1% letalidad en 10 segundos.
25	El acero delgado, aislado, puede perder su integridad mecánica.	100% de mortalidad en 1 minuto. Lesiones significativas en 10s.

¹⁹ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

²⁰ WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.

²¹ PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.

²² ECOPETROL. Guía de análisis de riesgo tecnológico para el sector Hidrocarburos, Vicepresidencia de Servicios y Tecnología Corporativo de Normas y Estándares Ecopetrol S.A., 2011.

RADIACIÓN KW/M2	DAÑOS A EQUIPOS	DAÑO A PERSONAS
	Energía mínima para encender madera, por larga exposición, sin llama.	
12,5	Energía mínima para encender madera después de una larga exposición, con llama. Ignición de tubos y recubrimientos de plástico en cables eléctricos. Daños severos a equipos de instrumentación.	ZONA DE INTERVENCIÓN: Máximo soportable protegido con trajes especiales, por tiempo limitado (ejemplo bomberos). Es más que conveniente, de todos modos, refrigerar a la persona expuesta a esta dosis. Sin trajes especiales, 1% de mortalidad en 1 minuto. Quemaduras de 1er grado en 10s.
11,7	El acero delgado, parcialmente aislado, puede perder su integridad mecánica	Suficiente para causar dolor con una exposición mayor a 5s. Quemaduras de 2do grado con formación de ampollas a los 10s.
9,5	Sin afectación severa, dependiendo de tiempos de exposición.	Umbral de dolor alcanzado después de 8 segundos. Quemaduras de segundo grado después de 20 segundos.
8	Sin afectación severa, dependiendo de tiempos de exposición.	Umbral de letalidad (1% de afectación) por incendio, para un tiempo de exposición de 1min.
5	Sin afectación	ZONA DE ALERTA: Suficiente para causar dolor si la exposición es mayor de 20s. Improbable formación de ampollas. Quemadura de 1er grado.
1,6	Sin afectación	Máximo soportable por personas con vestimentas normales y un tiempo prolongado

FUENTES:

- CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.
- WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.
- PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.
- ECOPEPETROL. Guía de análisis de riesgo tecnológico para el sector Hidrocarburos, Vicepresidencia de Servicios y Tecnología Corporativo de Normas y Estándares Ecopetrol S.A., 2011.

2.3.3 Eventos de tipo mecánico - Explosiones

Una explosión es una súbita liberación de energía que genera ondas de presión perjudiciales en la atmosfera²³.

Una explosión puede ser considerada como una rápida liberación de un gas a alta presión en el ambiente. Esta liberación debe ser lo suficientemente rápida para que la energía sea disipada como una presión u onda de choque. Las explosiones pueden surgir de fenómenos físicos como una ruptura catastrófica

²³ WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.

de un recipiente con un gas presurizado o de una reacción química como la combustión de un gas inflamable en el aire²⁴.

Algunas de las formas en las que se puede presentar una explosión son:

- Unconfined Vapor Cloud Explosion (UVCE) (Explosión de una Nube de Vapor Inflamable No Confinada). Explosión química que involucra una masa relativamente grande en condiciones de inflamabilidad que se dispersa por el ambiente.
- Confined Vapor Explosion (CVE) (Explosión de Vapor Confinada). Explosión química, de condiciones similares a la anterior, con la diferencia que se genera en un lugar cerrado.
- Estallido de un Recipiente a Presión. Explosión física de un recipiente que debido a las presiones internas se rompe, derivando en una expansión de líquido contenido y lanzando proyectiles a sus alrededores.

2.3.4 Efectos eventos tipo mecánico - Explosiones

El daño generado por las explosiones está basado en la sobrepresión pico resultante del impacto de la onda expansiva sobre una estructura, siendo también función de la tasa de incremento de presión y de la duración de la onda.

Para este evento la presión estática es el factor que se estudia y al igual que con los incendios, se existen fuentes de consulta donde se encuentran los valores límite analizando el daño sobre estructuras y humanos (²⁵).

Cuadro 2. Efectos a diferentes niveles de radiación daños a estructuras.

PRESIÓN (LB / PULG ²)	DAÑOS
0,03	Rotura ocasional de los vidrios de ventanas grandes sometidas a tensión.
0,04	Nivel de ruido alto (143 dB), falla de vidrios por golpe sónico.
0,1	Rotura de ventanas pequeñas, sometidas a tensión.
0,15	Presión típica para rotura de vidrios.
0,3	“Distancia segura”(probabilidad de 0,95 de que no habrá daños serios por debajo de este valor)
0,4	Límite de daños estructurales menores.
0,5	Ventanas pequeñas y grandes generalmente destrozadas, daño ocasional a marcos de ventanas.
0,7	Daño menor a estructuras de viviendas.
0,75	Rotura de ventanas pequeñas que no estén sometidas a tensión.
1,0	Demolición parcial de estructuras convencionales, haciéndolas inhabitables.

²⁴ CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1989.

²⁵ PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.

PRESIÓN (LB / PULG ²)	DAÑOS
1,2	Láminas de asbestos, acero o aluminio corrugados fallan y se doblan. Paneles de madera (de construcción de casas) destrozados.
1,3	Marcos de acero de edificaciones ligeramente distorsionados.
2,0	Colapso parcial de paredes y techos.
2,3	Paredes de concreto, no reforzados, destrozados. Límite inferior de daño estructural serio.
2,5	50% de destrucción de los ladrillos de una casa.
3,0	Edificaciones, con marcos de acero, deformada y arrancada de sus bases.
3,4	Rotura de tanques de almacenamiento de crudo.
4,0	Cemento roto de edificaciones industriales ligeras.
5,0	Postes de madera arrancados (ej. postes de electricidad)
5,7	Destrucción total de las viviendas.
7,0	Vagones de tren cargados, volteados.
7,0 – 8,0	Daños y fallas por flexión en paneles de ladrillo con espesor de 8" a 12"
10,0	Probable destrucción total de edificaciones. Desplazamiento y daños serios a máquinas y herramientas pesadas.
12,0	Valor umbral para daño pulmonar.
15,0 – 35,0	Rotura del tímpano en el 50% de la población.
25,0	Daño pulmonar severo.
283 – 300	Límite de abertura de cráteres.
FUENTE: PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, 2004.	

2.4 ESPACIAMIENTO ENTRE EQUIPOS SEGÚN GUÍAS

En las empresas del sector hidrocarburos se han desarrollado guías de espaciamiento, con el objetivo de definir de manera rápida la distribución de equipos en una planta. Los espaciamientos indicados son elaborados con base en una revisión de Tablas de espaciamiento usadas en industrias privadas del sector del petróleo, gas y petroquímica, Tablas guías de compañías de seguros, guías de espaciamiento histórico, regulaciones, consenso, estándares y experiencia en ingeniería²⁶.

En estas guías se asume que el Sitio ya ha sido seleccionado y que los varios componentes de la Planta pueden ser localizados unos respecto a otros. Para esta fase se debe tener en cuenta la información topográfica, la dirección del viento y los riesgos inherentes a los procesos. Adicionalmente estas distancias típicas asumen un nivel mínimo de protección contra-incendio en el Sitio con base en las normas del NFPA, nivel que comprende la red de contra-incendio,

²⁶ ECOPETROL. VTE-PTI-P-GEN-GT-003 - Guía de espaciamiento de plantas, equipos y facilidades tratamiento estandarizado de crudos pesados. Vicepresidencia Técnica, 2015.

hidrantes, monitores, equipos de contra-incendio y drenaje adecuado para prevenir inundaciones durante un incendio²⁶.

Las distancias pueden ser reducidas cuando se implementan medidas de protección contra-incendio adicionales, tales como fireproofing, sistemas de rociadores de agua o de espuma, sistemas de detección de incendio, o sistemas de apagada de emergencia, o se implementan otras capas de protección²⁶.

A continuación se presenta la tabla para separación entre equipos de proceso (dentro del límite de la batería), elaborada por ECOPETROL. Sobre la tabla se identifican además en rojo los equipos relacionados con el diseño de plantas de gas.

Figura 1. Tabla de separación entre equipos de proceso (dentro del límite de batería).

DISTANCIA EN PIES		Cuarto de Control de la Planta	Cuartos de Analizadores y Laboratorio	Centro de Distribución y Control Eléctrico	Compresores de Gas, Expansores	Bombas de Alto Riesgo (material inflamable, T > 316 °C, o > 7A)	Bombas de Riesgo Intermedio (material inflamable, T < 316 °C, y < 7A)	Reactores de Alto Riesgo	Reactores de Riesgo Intermedio	Reactores de Riesgo Bajo	Columnas	Tanques Intermedios (Run Down Tanks)	Hornos, Incineradores, Oxidadores	Aerofriadores	Intercambiadores de Calor con material inflamable (T > 316 °C, o > 7A)	Intercambiadores de Calor con material inflamable (T < 316 °C, y < 7A)	Racks de Tuberías en la Unidad	Tambor de Blowdown en la Planta (Bomba y tambor)	Torre Enfriadora en Unidad	Unidades paquetes Alto Riesgo	Unidades paquetes Riesgo Moderado / Bajo	Válvula de Bloqueo de la Planta	
Cuarto de Control de la Planta	NA																						
Cuartos de Analizadores y Laboratorio	NM	NM																					
Centro de Distribución y Control Eléctrico	X	50	NM																				
Compresores de Gas, Expansores	100	50	50	X																			
Bombas de Alto Riesgo (material inflamable, T > 316 °C, o > 7A)	100	100	50	50	50																		
Bombas de Riesgo Intermedio (material inflamable, T < 316 °C, y < 7A)	75	50	25	30	15	X																	
Reactores de Alto Riesgo	98	100	75	50	50	25	25																
Reactores de Riesgo Intermedio	75	50	50	30	30	20	25	15															
Reactores de Riesgo Moderado / Bajo	75	50	25	25	25	10	25	15	15														
Columnas	49	50	75	50	15	15	50	25	25	X													
Tanques Intermedios (Run Down Tanks)	49	50	50	25	X	X	50	30	25	X	X												
Hornos, Incineradores, Oxidadores	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Aerofriadores	49	50	50	30	15	15	15	15	15	15	15	50	100	50	X								
Intercambiadores de Calor con material inflamable (T > 316 °C, o > 7A)	75	100	50	30	20	20	25	15	15	X	50	100	50	25	X								
Intercambiadores de Calor con material inflamable (T < 316 °C, y < 7A)	50	50	50	25	15	10	15	15	10	X	25	100	50	X	X	X							
Racks de Tuberías en la Unidad	16	50	25	16	16	16	16	16	16	16	X	100	50	na	X	X	NA						
Tambor de Blowdown en la Planta (Bomba y tambor)	100	50	75	50	50	25	50	50	50	100	50	100	100	25	50	25	X	NM					
Torre Enfriadora en Unidad	100	50	50	49	50	50	50	50	50	100	50	100	100	50	50	50	50	50	50	X (1)			
Unidades paquetes Alto Riesgo	100	100	75	50	50	50	75	50	50	75	50	100	100	75	75	75	50	75	75	25			
Unidades paquetes Riesgo Moderado / Bajo	49	50	50	25	25	25	49	25	25	49	25	100	75	50	50	50	50	50	50	25	50		
Válvula de Bloqueo de la Planta	25	NA	50	50	50	25	50	50	50	50	50	100	75	50	50	50	50	50	50	ne	50	50	NA

NA: No Aplica
 NM: No hay distancia mínima establecida por razones de protección contra fuego.
 X: Espaciamento con base en el acceso para operación y mantenimiento.
 Nota (1): Espaciamento con base a Estudio de Recirculación de aire de torres de enfriamiento.
 Nota (2): Para espaciamento respecto a equipo eléctrico tener en cuenta el NFPA 497 para el estudio de clasificación de áreas.

FUENTE: ECOPETROL. VTE-PTI-P-GEN-GT-003 - Guía de espaciamento de plantas, equipos y facilidades tratamiento estandarizado de crudos pesados. Vicepresidencia Técnica, 2015.

2.5 SISTEMAS CONTRA INCENDIO PARA PLANTAS DE GAS

Para realizar la supresión de fuego se deben tener en cuenta las condiciones específicas de diseño de la planta a ser atendida, así como las acciones que pueda realizar el personal de la misma. En caso de presentarse algún evento dentro de la planta, el personal deberá verificar que los procedimientos de control de fuego se hayan activado, de acuerdo con los procedimientos de manejo de emergencias.

Las características del control de procesos son esenciales para limitar la liberación de gas y líquidos inflamables en situaciones de incendio y así limitar los riesgos. Una de las principales características es permitir el “shutdown” seguro y ordenado del proceso, con el fin de detener el suministro de gas y líquidos inflamables que llegan a la planta, y despresurizar aquellos sistemas que contengan gas.

2.5.1 Protecciones pasivas

Las protecciones pasivas deberán asegurar la integridad de las estructuras, tuberías y equipos, contribuyendo de esta manera a reducir las consecuencias de un incendio en general. Las protecciones pasivas proveen protección durante el incendio y no requieren de ninguna fuente de alimentación eléctrica, mecánica o manual para funcionar.

La separación física entre equipos es el método más frecuentemente utilizado para evitar propagaciones de incendios en áreas adyacentes al conato. Una adecuada separación contribuye a reducir las pérdidas potenciales en las situaciones de riesgo y mejora la accesibilidad para las operaciones de emergencia.

Generalmente, los espacios disponibles para montar una planta de gas no son lo suficientemente amplios para ubicar cada uno de los equipos separados a una distancia segura. Debido a las condiciones del terreno y la disponibilidad de espacio, los equipos en una planta de gas están dispuestos de tal forma que el espaciamiento entre ellos es limitado y no se consiguen distancias seguras entre equipos.

Para minimizar los daños que pueda ocasionar un posible incendio, se busca que los materiales típicos de construcción sean de tipo retardante y la protección de superficies con “fire-proofing”.

También se deben disponer los elementos de control de cada componente de proceso dentro de la planta de gas, tales como válvulas de corte, botoneras y tableros de control, entre otros, de tal manera que aquellos que estén involucrados con el componente incendiado queden localizados fuera del alcance de un fuego o estén protegidos de la radiación y la ruta de acceso a los mismos se pueda garantizar en todo momento.

En caso de no poder asegurar una distancia de separación suficiente para evitar que el equipo incendiado afecte las instalaciones o equipos cercanos, se implementarán muros cortafuego con las características dimensionales y duración de resistencia al fuego suficiente de acuerdo con los estándares y normas referenciadas.

2.5.2 Integración con otros sistemas

Ante un eventual incendio, el sistema de detección debe alertar a los operadores y activar un protocolo, para minimizar y contener el incendio, en el cual los sistemas de control de proceso de la planta de gas deben realizar ciertas acciones dependiendo del lugar y la magnitud del incendio.

De igual manera los recipientes a presión deben tener sistemas de seguridad automáticos que permita despresurizar y llevar el gas a la tea, sacar los condensados y aislar el recipiente del resto del sistema con válvulas de aislamiento, en caso de ser sometidos a radiación por fuego.

En caso de fuego en alguna de los compresores de manejo de gas se debe des-energizar el motor del mismo y aislarlo mediante válvulas de corte a la succión y a la descarga de forma automática.

En caso de fuego al interior de los cuartos eléctricos se debe proceder con la des-energización del equipo afectado, de forma automática.

2.5.3 Sistema de extinción de fuego

El sistema de extinción de fuego, incluye aquellas facilidades que permiten contrarrestar amenazas de incendio que se presenten en la planta. El diseño, dimensionamiento y selección de los equipos se debe hacer acorde a las necesidades de la planta.

Los sistemas de extinción generalmente están compuestos por un sistema de almacenamiento exclusivo de agua contra incendio, las bombas para agua contra incendio, red de agua distribuida por la planta de con un caudal y presión de la red suficientes para satisfacer las necesidades del sistema de extinción de fuego.

La activación del sistema de extinción puede ser configurada para realizarse de forma manual mecánica directamente sobre los equipos, manual remota eléctricamente desde el sistema F&G, posterior a una verificación realizada en campo de las alertas emitidas por el sistema de F&G o automática desde el sistema F&G.

2.5.3.1 Red de Agua Contra-incendio

El caudal de flujo y la presión de la red de agua contra-incendio en cada uno de los nodos y la capacidad total de almacenamiento, deberán ser suficientes para satisfacer las necesidades del sistema de extinción de fuego. Estos

requerimientos son definidos con base en la demanda del escenario más crítico de los eventos posibles de incendio.

La red de agua contra-incendio alrededor de los eventos mayores de incendio debe contemplar anillos o circuitos que provean a la red con líneas y/o rutas alternas que permitan minimizar los impactos ocasionados por el daño a una de las líneas de la red.

La red de agua contra-incendio preferiblemente se deja aérea, pero deberá ser enterrada en áreas donde pueda ser objeto de daños mecánicos o donde la línea se vea comprometida porque puede estar en contacto directo con el fuego de un incendio. La red de agua contra-incendio deberá cumplir con lo establecido en la norma NFPA 24 "Installation of Private Fire Service Mains and Their Appurtenances" garantizando que exista 100 psig de presión residual en el hidrante más lejano.

La red de agua contra-incendio deberá contar con válvulas de seccionamiento que permitan aislar tramos de tubería con menos de la mitad de las protecciones dispuestas para un área determinada; no obstante, en ningún caso deberá ser interrumpido el suministro de agua a la red.

El diseño de la red deberá asegurar la localización de los hidrantes para que sean capaces de cubrir todas las áreas expuestas a incendio con al menos dos de ellos, ubicados en diferentes direcciones.

La red de agua debe mantenerse presurizada como mínimo a 100 psig en su punto más lejano. El anillo del sistema contra-incendio puede presentar caídas de presión, debido a pequeñas fugas en el sistema, que se controlan con la bomba jockey y así mantiene la presión de las tuberías en cualquier punto de la red.

La apertura de un hidrante-monitor o anillo de rociadores, produce una caída de presión en la línea que accionará el encendido de la bomba contra incendio.

El sistema de agua contra-incendio estará conformado por:

- Líneas principales del sistema contra-incendio, que deberán ser construidas en tubería de no menos de Ø 6" Aérea.
- Hidrantes-monitores distribuidos en la Planta con la capacidad de suministrar agua o solución agua espuma. Debido a la poca disponibilidad de espacio en las plantas de gas, y para garantizar una operación segura, en ocasiones se dispone de monitores remotos de agua y monitores oscilantes de agua-espuma.

2.5.3.2 Almacenamiento de Agua Contra-incendio

El sistema agua contra-incendio debe ser alimentado desde un único punto de almacenamiento. La capacidad total de agua de almacenamiento será dimensionada para suministrar agua por un periodo mínimo de 4 horas al

evento de mayor demanda (como referencia se utiliza el tiempo indicado en la norma API 2510 – Design and construction of LPG installations).

El tanque debe estar provisto de un sistema de detección del nivel de líquido en el tanque y debe emitir una señal de alarma cuando el nivel este por debajo de un pie por debajo del volumen requerido para operación durante cuatro (4) horas continuas. Una vez agotado el volumen de agua del tanque en caso de incendio, este deberá ser repuesto en un periodo no mayor de 8 horas.

2.5.3.3 Bombas para el Sistema Contra-incendio

La red de agua contra incendio será alimentada por medio de bombas de agua, las cuales mantendrán la presión y entregaran el suministro dentro de las condiciones requeridas.

Las bombas deberán ser diseñadas acorde a la norma NFPA 20. El número de bombas a utilizar debe ser al menos de dos (2) con capacidad cada una de suplir el 100% de la demanda, a no menos de 150 psig.

El arreglo de bombeo debe garantizar fuentes de energía independientes para cada una de las bombas principales, una configuración usual es que una de las bombas principales sea accionada con motor eléctrico y la otra con motor diésel.

Para mantener la red del sistema de agua contra incendio en todo momento presurizado, se debe tener una bomba jockey conectada a la red. La capacidad de la bomba jockey deberá ser del 1%-3% del caudal demandado por el sistema.

2.5.3.4 Fire & Gas

En una planta de gas es importante contar con sistemas de detección y alarma que permitan alertar al personal y así evitar eventos de riesgo, detectando oportunamente cualquier incidente presentado.

El sistema debe detectar calor, humo, gas y fuego y proporcionar una alerta temprana para el personal de las facilidades que indique la presencia de fuego, presencia de gas o la presencia de humo de incendio o fuego incipiente.

El diseño del sistema de Fire & Gas deberá responder de manera oportuna, iniciando automáticamente la adopción de medidas, como son la activación de alarmas de calor, humo, fuego y gas, tanto audibles como visuales.

Si en el diseño del sistema de extinción, se requiere de la activación automática de sistemas de extinción, esta se realizara en el momento en que mediante un sistema cruzado de sensores, se envíe la señal confirmada al sistema.

3. METODOLOGÍA

Para desarrollar el análisis propuesto en esta monografía, se siguieron las fases descritas a continuación.

En la fase 1 que corresponde a la descripción de la planta de gas, se incluye la distribución de los equipos en la planta de gas, la descripción de los equipos que componen la planta de gas y las condiciones físicas de los fluidos manejados en cada uno de los equipos de la planta de gas.

La fase 2 corresponde al análisis de riesgo de equipos, esta fase incluye la determinación de la probabilidad de falla de equipos en la planta de gas, la realización del árbol de eventos de falla, el cálculo de los impactos por escenarios de incendio en la planta de gas y por último un cuadro resumen compilando la Probabilidad – Afectación de los equipos analizados.

En la fase 3 se describen los esquemas para sistema contra incendio, definidos considerando por un lado las guías de distanciamiento de equipos y por otro lado a partir del resultado del análisis de riesgo. Se incluyen además recomendaciones generales para los esquemas de protección resultado del análisis de riesgo.

3.1 PRIMERA FASE. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE GAS

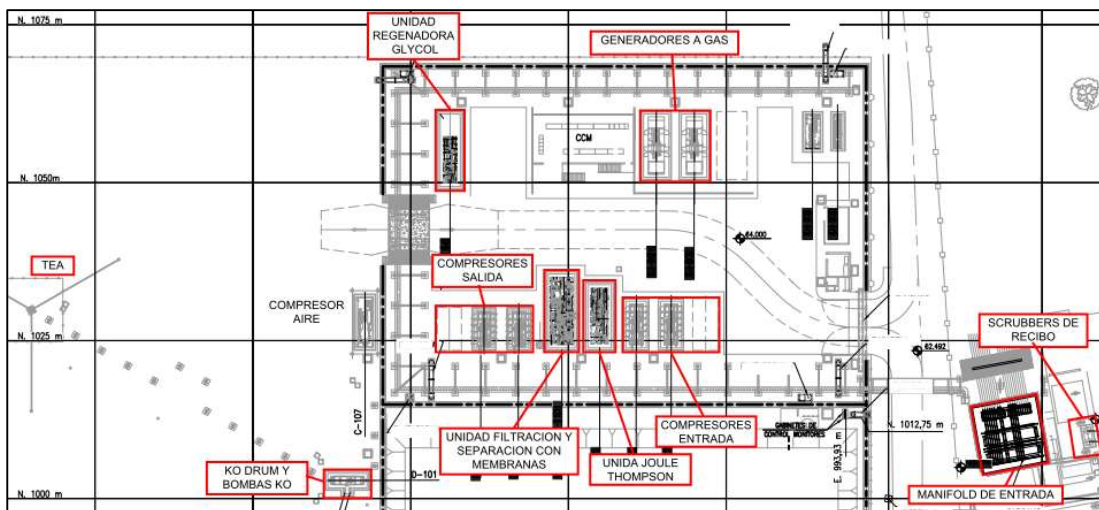
Para realizar el análisis de riesgo y diseño de sistema contra incendio se toma como base una de las plantas de gas en el país. A continuación se presenta la ubicación de los equipos en la planta de gas, la descripción de cada uno de los equipos y las condiciones físicas en las que se encuentran los fluidos en cada uno de los equipos.

3.1.1 Distribución de los equipos en la planta de gas

En la Figura 2 se presenta la distribución de los equipos que hacen parte de la planta de gas.

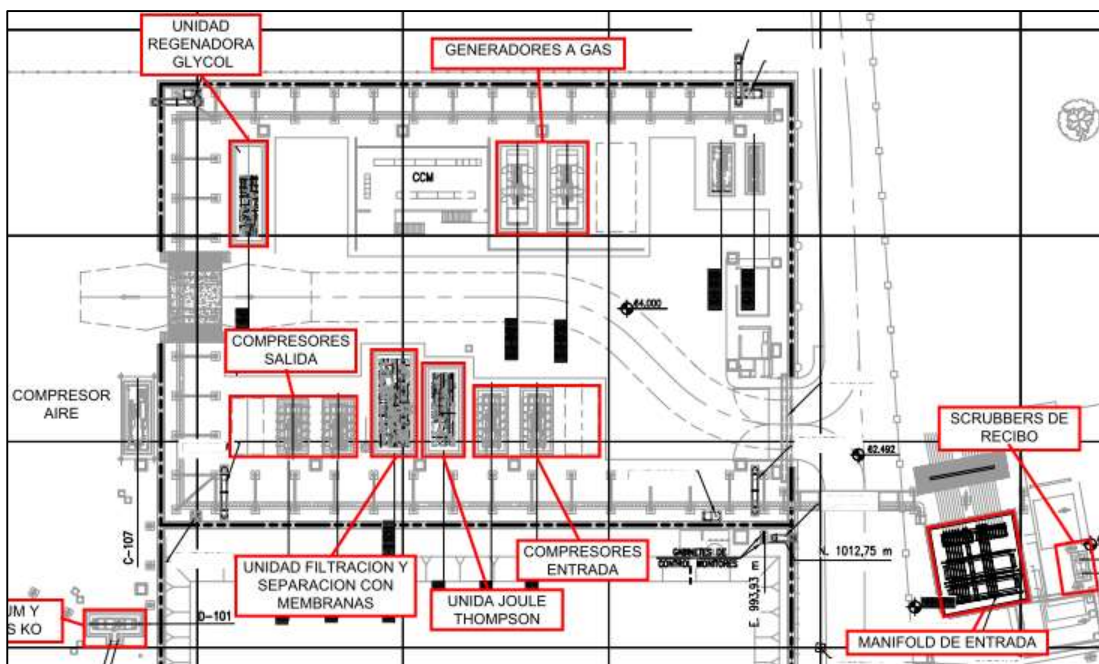
Dentro del análisis de riesgo a realizar no se encuentra incluida la tea de la planta de gas. Este equipo tiene incluido en su diseño y selección los criterios para el manejo de la radiación térmica, esto se ve reflejado en la elevación definida para la llama y en el distanciamiento adecuado de los demás equipos, como se puede observar en la planimetría de la planta de gas (Figura 3).

Figura 2. Distribución de equipos planta de gas



FUENTE: PLANTA DE GAS "TIPO"

Figura 3. Equipos planta de gas, incluidos en el análisis de riesgos



FUENTE: PLANTA DE GAS "TIPO"

3.1.2 Descripción de los equipos

A continuación se describen de manera general los equipos que hacen parte del análisis de riesgo, incluyendo el caso de unidades paquetizadas los equipos que las conforman. Además, se describen las condiciones físicas en

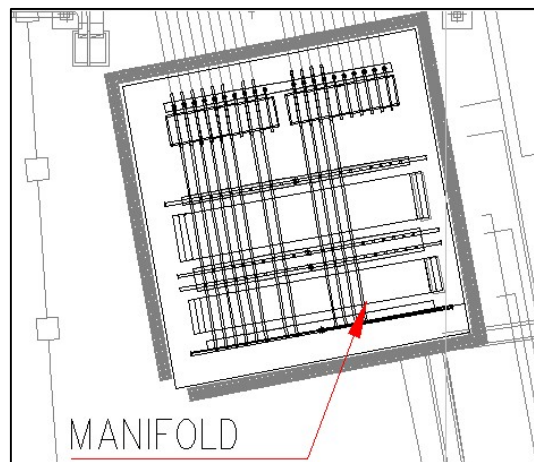
las que se encuentran los fluidos en los equipos; estas condiciones son definidas a partir de la etapa del proceso que implica cada equipo.

3.1.2.1 Manifold de entrada

La planta tomada para el desarrollo de este ejercicio está diseñada para manejar el gas proveniente de varios pozos en la zona, por esta razón como entrada al sistema se encuentra un sistema colector “manifold”.

El manifold está compuesto principalmente por tuberías (líneas de 3” desde pozos y cabezal de 4”) provenientes de pozos, bridas de unión entre tuberías y válvulas (Figura 4).

Figura 4. Manifold entrada de gas



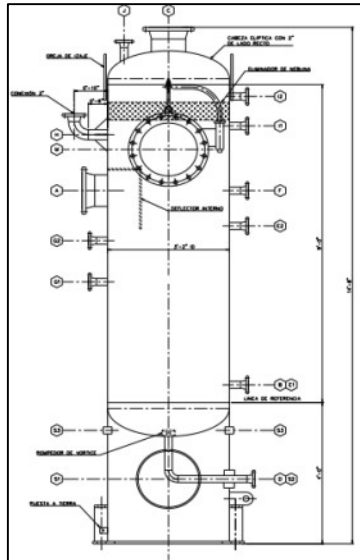
FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS “TIPO”

3.1.2.2 Scrubbers de recibo

Una vez recibido en el manifold de entrada el gas de los diferentes pozos, este se conduce a los scrubber recibo. En estos recipientes se realiza una separación bifásica, por un lado sale el gas dirigido a los sistemas de tratamiento de la planta de gas y por el otro lado salen condensados (hidrocarburos y agua).

El scrubber está diseñado para soportar la presión de operación del gas. Hecho en acero al carbono, está constituido por las conexiones operativas, para instrumentos y para mantenimiento. En este caso además cuenta con un “demister” interno, para retener humedad en forma de niebla que pueda arrastrar el gas en la salida (Figura 5)

Figura 5. Esquema general de scrubber vertical.



FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS "TIPO"

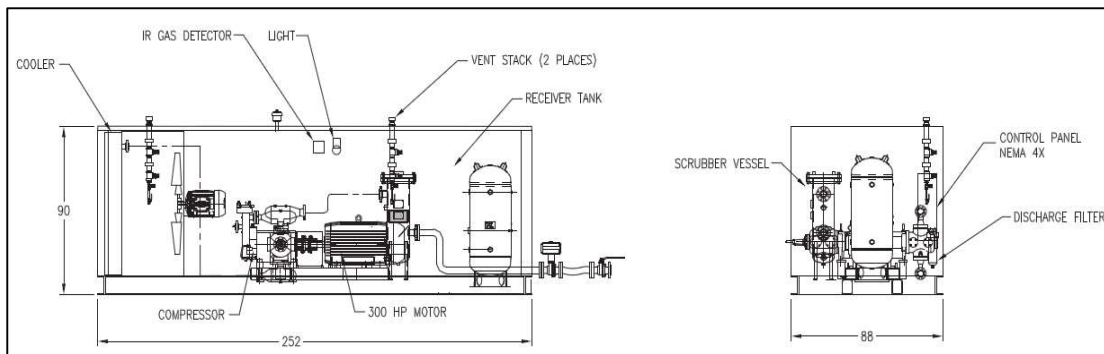
3.1.2.3 Compresores a la entrada

Los "Compresores a la entrada" son los encargados de aumentar la presión del gas lo suficiente para pasar a través del sistema de tratamiento para acondicionamiento del gas.

En esta planta el gas se eleva a una presión de descarga de aproximadamente 1305 psia, esto teniendo en cuenta que la etapa siguiente de tratamiento de gas consiste en una unidad Joule Thompson, la cual requiere una alta presión para lograr bajas temperaturas.

El patín de compresión, además del compresor incluye recipientes, red de tuberías de interconexión, sistemas de control y de potencia, motor eléctrico y aerofriador (Figura 6).

Figura 6. Esquema general compresores entrada de gas.



FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS "TIPO"

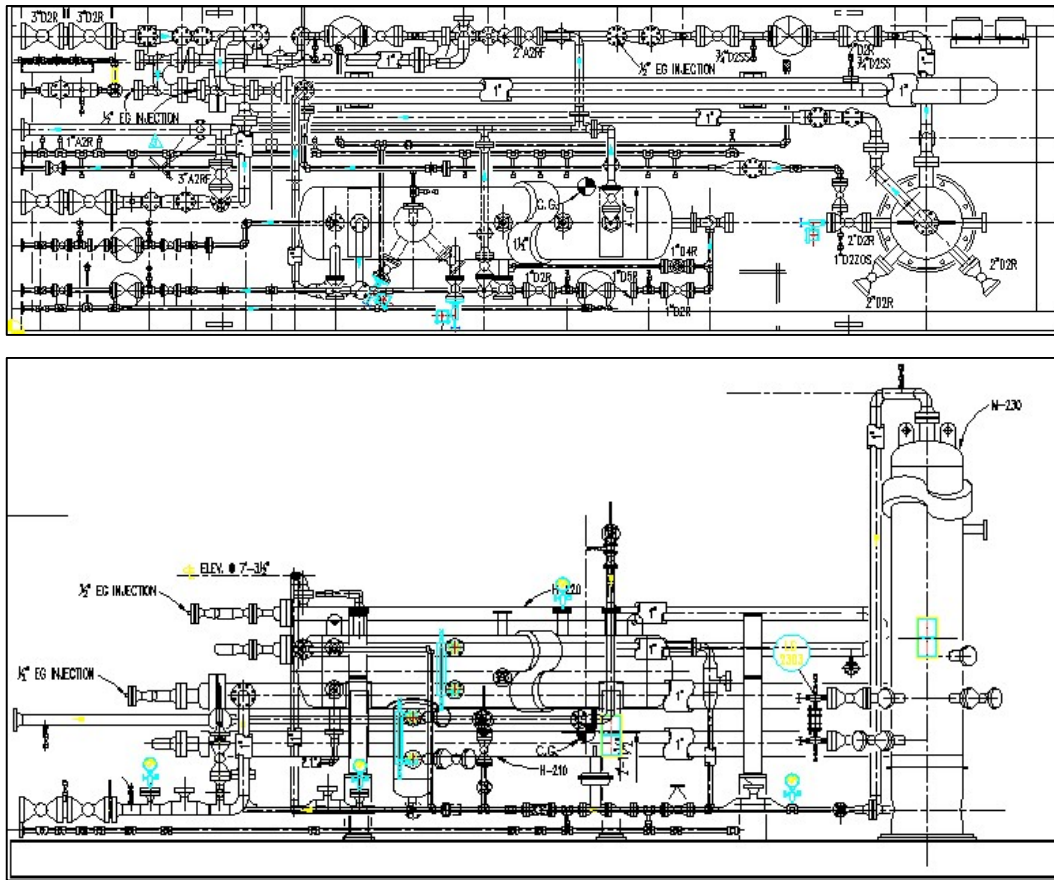
3.1.2.4 Unidad Joule Thompson

La “unidad Joule Thompson” funciona bajo el principio de separación a baja temperatura, la cual se consigue por el efecto de enfriamiento de la expansión de un gas a través de una válvula o una obstrucción.

El patín de la unidad Joule Thompson está compuesto por un intercambiador gas-gas, intercambiador gas-liquido, un recipiente vertical separador de baja temperatura, un recipiente horizontal separador de líquidos y la válvula de expansión Joule Thompson (Figura 7).

En el proceso se incluye además una corriente de glicol, en la corriente de entrada del intercambiador gas-gas, cuando el agua se condensa el glicol se mezcla con esta, con el fin de prevenir la formación de hidratos.

Figura 7. Vistas generales unidad Joule Thompson.



FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS “TIPO”

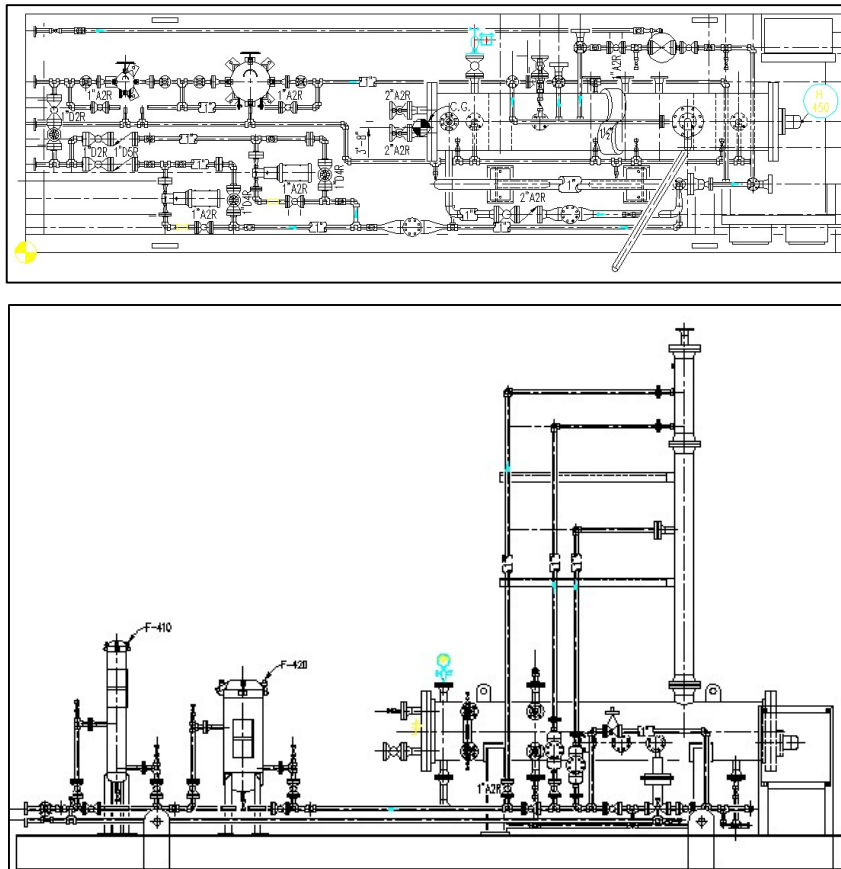
3.1.2.5 Unidad regeneradora de glicol

De la unidad Joule Thompson sale la solución de agua, glicol e hidrocarburos líquidos, como una emulsión. Esta se hace pasar a través de la unidad

regeneradora de glicol, con el fin de recuperar el glicol para volver a inyectarlo a la unidad Joule Thompson.

El patín de la unidad regeneradora de glicol está compuesto por un filtro de glicol rico, filtro de carbono, intercambiador glicol-glicol, rehervidor, calentador, columna de destilación y las bombas de inyección de glicol (Figura 8).

Figura 8. Vistas generales unidad regeneradora de glicol.



FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS "TIPO"

3.1.2.6 Unidad de pre-filtración y separación con membranas

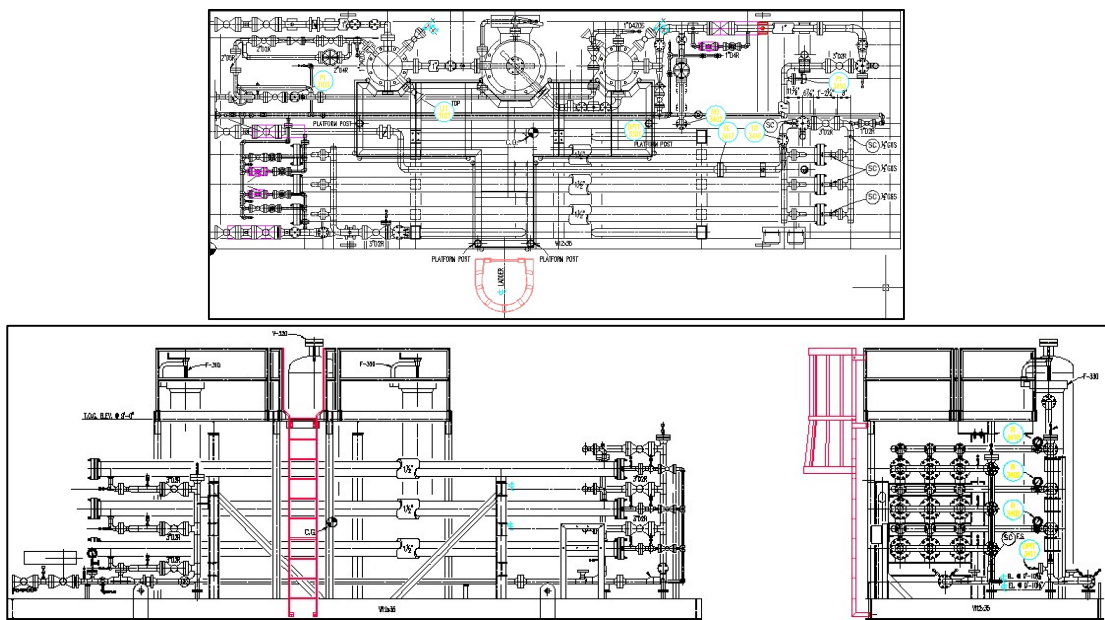
Además de los hidrocarburos pesados y del vapor de agua, el gas contiene otros contaminantes (CO_2) que deben ser removidos para cumplir requerimientos de venta. Para remover estos contaminantes se hace pasar el gas por una unidad de tratamiento que permita removerlos.

En esta planta de gas tomada para análisis, se ha seleccionado una unidad de permeación con membranas para realizar el tratamiento (endulzamiento) del gas, retirando el CO_2 contaminante.

Antes de pasar por sistema de endulzamiento con membranas, el gas debe pasar por un sistema de pre-filtración, esto con el fin de remover al máximo las trazas de hidrocarburos líquidos que pueden afectar el proceso de tratamiento de gas y los equipos de procesamiento.

En un mismo patín se encuentran los equipos de pre-tratamiento y de endulzamiento. El patín de pre-tratamiento está compuesto por un filtro coalescente que remueve agua y glicol suspendidos, un filtro con lecho de alúmina o silica gel que remueve los hidrocarburos gaseosos pesados y un filtro de pulido (polishing filter). La unidad de endulzamiento está compuesta por 9 tubos de 8" de diámetro y 26.5 pies de longitud, en donde se encuentran las membranas (Figura 9).

Figura 9. Vistas generales unidad filtración y separación con membranas.



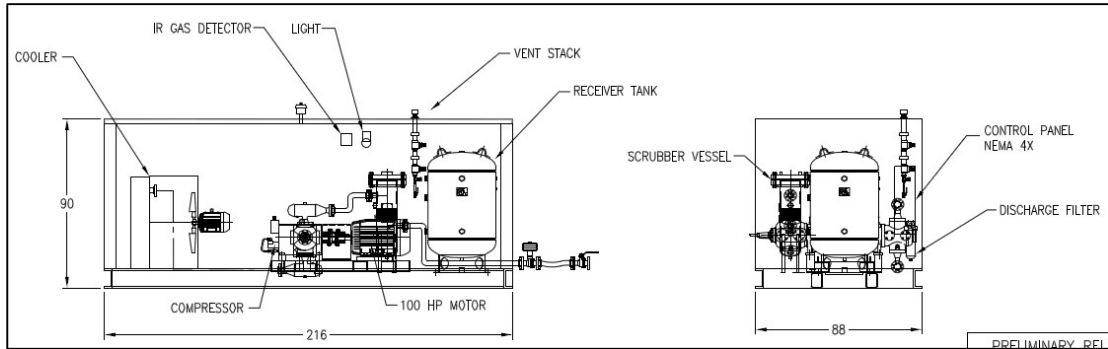
FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS "TIPO"

3.1.2.7 Compresores de Venta

Una vez el gas ha pasado por las etapas de tratamiento para retirar las impurezas, está en condiciones para ser comercializado, se requiere entonces utilizar compresores para aumentar la presión al nivel requerido para la comercialización.

Similar al sistema de compresión a la entrada, el patín de compresión incluye los compresores, recipientes, tuberías de interconexión, sistemas de control y de potencia, motor eléctrico y aerofriador (Figura 10).

Figura 10. Esquema general compresor de venta

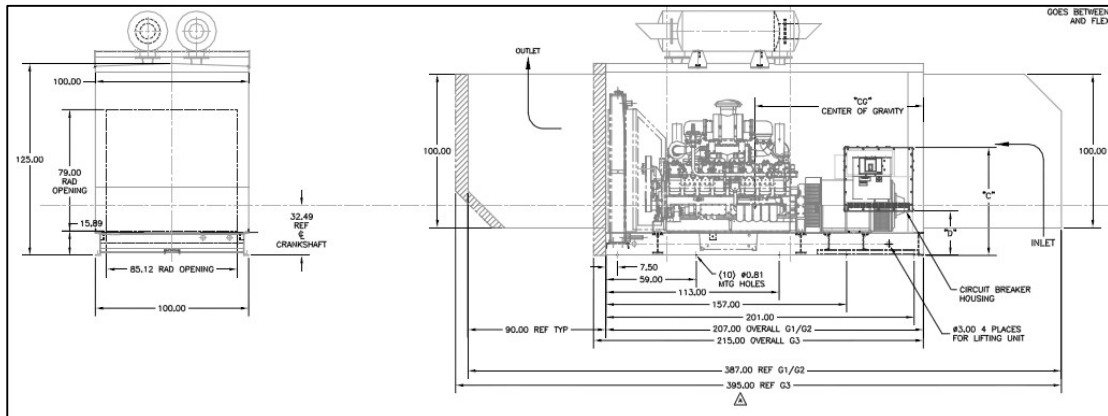


FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS "TIPO"

3.1.2.8 Generadores a gas

Parte el gas a venta es desviado hacia los generadores eléctricos de la planta. Estos generadores están compuestos por el motor a gas, el generador de corriente y el aerofriador (Figura 11).

Figura 11. Esquema general generador con motor a gas



FUENTE: EQUIPOS PLANTA DE GAS "TIPO"

3.1.3 Condiciones físicas de los fluidos

A continuación se tabulan las principales condiciones de operación y la composición de los fluidos, para cada uno de los equipos a analizar.

Cuadro 3. Condiciones de operación y composición fluidos (primera parte).

	GAS DE POZOS	CONDENSADOS SCRUBBER	GAS HACIA COMPRESOR ENTRADA	GAS COMPRIMIDO HACIA UNIDAD JT
Equipos	MANIFOLD ENTRADA	SCRUBBERS RECIBO	SCRUBBERS RECIBO	COMPRESORES ENTRADA KO DRUM (Nota)
Name	FEED	CondSCR	Sat_FEED	FEED_To_Exch
Temperature (F)	120	120	120	110
Pressure (PSIA)	364,6	364,6	364,6	1305
Std Gas Flow (MMSCFD)	6,197	0,309	6,197	6,174
Liq Vol Flow (Barrel/día)	---	47	---	---
COMPOSICIÓN (Fracción molar)				
() (Oxygen)	0,001609	0,001609	0,001601	0,001601
() (Nitrogen)	0,021243	5,67E-06	0,021134	0,021134
() (CO2)	0,047028	0,002613035	0,046787	0,046787
() (Methane)	0,792049	0,001320931	0,787998	0,787998
() (Ethane)	0,071423	7,76E-06	0,071058	0,071058
() (Propane)	0,032165	9,26E-07	0,032	0,032
() (i-Butane)	0,008091	1,10E-08	0,00805	0,00805
() (n-Butane)	0,011141	5,47E-09	0,011084	0,011084
() (22-Mpropane)	0,000238	0	0,000237	0,000237
() (i-Pentane)	0,004559	6,21E-09	0,004536	0,004536
() (n-Pentane)	0,003854	2,19E-09	0,003834	0,003834
() (22-Mbutane)	0,000161	0	0,00016	0,00016
() (Cyclopentane)	0,000407	0	0,000405	0,000405
() (3-Mpentane)	0,000703	0	0,000699	0,000699
() (n-Hexane)	0,002482	2,11E-08	0,002469	0,002469
() (Mcylopentan)	0,000688	0	0,000684	0,000684
() (Benzene)	0,000201	1,20E-11	0,0002	0,0002
() (Cyclohexane)	0,000792	0	0,000788	0,000788
() (n-Heptane)	0,000371	1,32E-09	0,000369	0,000369
() (Mcylohexane)	0,00027	0	0,000269	0,000269
() (Toluene)	0,000108	2,37E-07	0,000107	0,000107
() (n-Octane)	0,000232	6,03E-10	0,000231	0,000231
() (E-Benzene)	0,000023	2,05E-06	0,000023	0,000023
() (n-Nonane)	0,000151	1,53E-10	0,00015	0,00015
() (n-Decane)	0,000011	2,62E-11	0,000011	0,000011
() (H2O)	0	0,994440344	0,005114	0,005114
() (EGlycol)	0	0	0	0

FUENTE: CONDICIONES DE OPERACIÓN Y COMPOSICIÓN FLUIDOS PLANTA DE GAS "TIPO"

Cuadro 3. Condiciones de operación y composición fluidos (segunda parte).

	GAS SALIDA JT HACIA TRATAMIENTO	GLYCOL DE REGENERADORA	SALIDA GAS DE TRATAMIENTO	GAS COMPRIMIDO DE VENTA
Equipos	UNIDAD JOULE THOMPSON	UNIDAD JOULE THOMPSON, UNIDAD REGENERADORA GLYCOL	UNIDAD PRE-FILTRACION Y SEPARACION CON MEMBRANAS	COMPRESORES DE VENTA GENERADORES
Name	FDCF	LEANEG	RESD	Sales Gas
Temperature (F)	88,52	128,6	82,77	109,9
Pressure (PSIA)	668,8	1355	657,8	1265
Std Gas Flow (MMSCFD)	5,956	9,11E-01	4,988	4,988
Liq Vol Flow (Barrel/día)	---	23,95	---	---
COMPOSICIÓN (Fracción molar)				
() (Oxygen)	0,001654	0	0,001395	0,001395
() (Nitrogen)	0,021914	0	0,022955	0,022955
() (CO2)	0,047297	0	0,017899	0,017899
() (Methane)	0,811574	0	0,825208	0,825208
() (Ethane)	0,070327	0	0,078111	0,078111
() (Propane)	0,028561	0	0,03248	0,03248
() (i-Butane)	0,006073	0	0,007163	0,007163
() (n-Butane)	0,007529	0	0,00888	0,00888
() (22-Mpropane)	0,000148	0	0,000175	0,000175
() (i-Pentane)	0,002152	0	0,002548	0,002548
() (n-Pentane)	0,001541	0	0,001825	0,001825
() (22-Mbutane)	0,000046	0	0,000054	0,000054
() (Cyclopentane)	0,000131	0	0,000156	0,000156
() (3-Mpentane)	0,000154	0	0,000183	0,000183
() (n-Hexane)	0,000463	0	0,000549	0,000549
() (Mcylopentan)	0,00012	0	0,000143	0,000143
() (Benzene)	0,000034	0	0,000041	0,000041
() (Cyclohexane)	0,000119	0	0,000142	0,000142
() (n-Heptane)	0,000029	0	0,000034	0,000034
() (Mcylohexane)	0,000023	0	0,000027	0,000027
() (Toluene)	0,000007	0	0,000008	0,000008
() (n-Octane)	0,000007	0	0,000008	0,000008
() (E-Benzene)	0,000001	0	0,000001	0,000001
() (n-Nonane)	0,000002	0	0,000002	0,000002
() (n-Decane)	0	0	0	0
() (H2O)	0,000093	0,53455	0,000012	0,000012
() (EGlycol)	0	0,46545	0	0

FUENTE: CONDICIONES DE OPERACIÓN Y COMPOSICIÓN FLUIDOS PLANTA DE GAS "TIPO"

Tanto las condiciones de operación como la composición de los fluidos son entradas para la construcción de modelos de dispersión en los diferentes software utilizados para calcular las consecuencias de un incendio.

3.2 SEGUNDA FASE ANÁLISIS DE RIESGO DE EQUIPOS

El análisis de riesgos a realizar será del tipo cuantitativo de acuerdo con lo indicado NFPA 551, pues se cuantificara tanto la probabilidad de los escenarios de incendio como las consecuencias de estos.

Con el objeto de determinar los niveles de riesgo derivados de incendio se deben tener en cuenta las diferentes mezclas inflamables, las condiciones de liberación de las mismas, y la forma en que se desarrolla el fuego.

Los riesgos de incendio derivan, de determinar las probabilidades de ocurrencia del incendio, y de estimar los impactos que el mismo pueda tener sobre un objetivo claro, en este caso, la planta de gas, sus operadores, el medioambiente y la necesidad de mantener la continuidad del negocio para limitar los impactos económicos.

El primer paso consiste en determinar la probabilidad de ocurrencia del incendio para los equipos de proceso. Para esto se analizaran las probabilidades de falla o generación de una fuga en los distintos equipos seleccionados para ser analizados.

Aunque en la planta de gas existen varios equipos, vale la pena aclarar que los equipos de proceso determinados que serían fuente potencial de incendio se seleccionaron por tres razones, por la presión que manejan durante la operación, por ser en sí mismo equipos sujetos de fallas históricamente documentada para equipos similares y por ser equipos típicos de las plantas de gas, el cual es el objeto del presente trabajo.

Para encontrar los valores numéricos que indicarán los potenciales impactos se utilizó el software DNV PHAST ampliamente utilizado en la industria de Oil & Gas para este tipo de simulaciones.

Dichos impactos se presentarán en diagramas que muestran la extensión y dispersión de los eventos en cada uno de los equipos que tengan potencial de incendio. Cada diagrama está acompañado de los datos de entrada relevantes, además de la información de los niveles de radiación o concentración dependiendo del caso modelado.

El objetivo final implica la determinación de las zonas y niveles de afectación de cada escenario seleccionado, de manera que se puedan dar recomendaciones frente a los sistemas de protección pasivos o activos y particularmente al sistema contra incendio de la planta de gas, que debe cumplir con los parámetros especificados en las normas NFPA y API.

3.2.1 Probabilidad de falla de equipos en la planta de gas

Los equipos a ser analizados en la planta de gas descritos anteriormente, en su mayoría son unidades paquete, compuestos por varios equipos interconectados.

Para realizar la estimación de la frecuencia de falla de los equipos y unidades paquete en la planta de gas, se tendrán en cuenta los componentes del equipo, la probabilidad de falla de cada componente y el tipo de fluido que está manejando.

Para definir la probabilidad de falla de los componentes, se toma la información de las bases de datos de la OGP (OGP Report No 434-1 Process release frequencies).

3.2.1.1 Probabilidad de falla Manifold de entrada

Se toman de la base de datos de la OGP las probabilidades de falla para tuberías de acero (Figura 12), bridas (Figura 13) y válvulas (Figura 14) de hasta 6" de diámetro.

Figura 12. Frecuencia de falla en tuberías de acero (6")²⁷

Equipment Type: (1) Steel process pipes						
Definition:						
Offshore: Includes pipes located on topsides (between well and riser) and subsea (between well and pipeline).						
Onshore: Includes pipes within process units, but not inter-unit pipes or cross-country pipelines.						
The scope includes welds but excludes all valves, flanges, and instruments.						
(a) All piping release frequencies (per metre year) by pipe diameter						
HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	9.0E-05	4.1E-05	3.7E-05	3.6E-05	3.6E-05	3.6E-05
3 to 10	3.8E-05	1.7E-05	1.6E-05	1.5E-05	1.5E-05	1.5E-05
10 to 50	2.7E-05	7.4E-06	6.7E-06	6.5E-06	6.5E-06	6.5E-06
50 to 150	0.0E+00	7.6E-06	1.4E-06	1.4E-06	1.4E-06	1.4E-06
>150	0.0E+00	0.0E+00	5.9E-06	5.9E-06	5.9E-06	5.9E-06
TOTAL	1.5E-04	7.4E-05	6.7E-05	6.5E-05	6.5E-05	6.5E-05

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

²⁷ OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

Figura 13. Frecuencia de falla en bridas ²⁸

Equipment Type: (2) Flanges						
Definition:						
The following frequencies refer to a flanged joint, comprising two flange faces, a gasket (where fitted), and two welds to the pipe. Flange types include ring type joint, spiral wound, clamp (Grayloc) and hammer union (Chicksan).						
(a) All flange release frequencies (per flanged joint year) by flange diameter						
HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	4.4E-05	6.5E-05	9.6E-05	1.2E-04	1.5E-04	2.1E-04
3 to 10	1.8E-05	2.6E-05	3.9E-05	5.1E-05	6.2E-05	8.5E-05
10 to 50	1.5E-05	1.1E-05	1.6E-05	2.1E-05	2.5E-05	3.4E-05
50 to 150	0.0E+00	8.5E-06	3.2E-06	4.1E-06	5.1E-06	6.9E-06
>150	0.0E+00	0.0E+00	7.0E-06	7.6E-06	8.2E-06	9.3E-06
TOTAL	7.6E-05	1.1E-04	1.6E-04	2.1E-04	2.5E-04	3.4E-04

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

Figura 14. Frecuencia de falla en válvulas manuales ²⁸

Equipment Type: (3) Manual valves						
Definition:						
Includes all types of manual valves (block, bleed, check and choke); valve types gate, ball, plug, globe, needle and butterfly. The scope includes the valve body, stem and packer, but excludes flanges, controls and instrumentation.						
(a) All manual valve release frequencies (per valve year) by valve diameter						
HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	4.4E-05	6.6E-05	8.4E-05	9.8E-05	1.1E-04	1.3E-04
3 to 10	2.3E-05	3.4E-05	4.3E-05	5.0E-05	5.6E-05	6.4E-05
10 to 50	2.1E-05	1.8E-05	2.3E-05	2.7E-05	3.0E-05	3.4E-05
50 to 150	0.0E+00	1.1E-05	6.3E-06	7.3E-06	8.0E-06	9.3E-06
>150	0.0E+00	0.0E+00	7.8E-06	8.7E-06	9.5E-06	1.1E-05
TOTAL	8.8E-05	1.3E-04	1.7E-04	1.9E-04	2.1E-04	2.4E-04

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

3.2.1.2 Probabilidad de falla Scrubbers de recibo

Se toman de la base de datos de la OGP las probabilidades de falla para recipientes con conexiones de diámetro entre 50 mm (2") y 150 mm (6") (Figura 15).

²⁸ OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

Figura 15. Frecuencia de falla recipientes a presión ²⁹

Equipment Type: (6) Process (pressure) vessels				
Definition:				
Offshore: Includes all types of pressure vessel (horizontal/vertical absorber, knock-out drum, reboiler, scrubber, separator and stabiliser), but not the HCRD category "other", which are mainly hydrocyclones.				
Onshore: Includes process vessels and columns, but not storage vessels.				
The scope includes the vessel itself and any nozzles or inspection openings, but excludes all attached valves, piping, flanges, instruments and fittings beyond the first flange. The first flange itself is also excluded.				
Pressure vessel release frequencies (per vessel year; connections 50 to 150 mm diameter)				
HOLE DIA RANGE (mm)	ALL RELEASES	FULL RELEASES	LIMITED RELEASES	ZERO PRESSURE RELEASES
1 to 3	9.6E-04	3.9E-04	3.5E-04	1.8E-04
3 to 10	5.6E-04	2.0E-04	2.0E-04	1.4E-04
10 to 50	3.5E-04	1.0E-04	1.2E-04	1.2E-04
>50	2.8E-04	5.1E-05	7.9E-05	1.8E-04
TOTAL	2.2E-03	7.4E-04	7.4E-04	6.3E-04

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

3.2.1.3 Probabilidad de falla Compresores a la entrada, Compresores de Venta y Generadores

Se toman de la base de datos de la OGP las probabilidades de falla para compresores reciprocantes (Figura 16), aerofriadores (Figura 17) y para recipientes a presión (Figura 15), con conexiones de diámetro entre 50 mm (2") y 150 mm (6").

El generador se incluye en este grupo por la similitud del tipo de equipos que conforman las unidades de compresión y de generación.

²⁹ OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

Figura 16. Frecuencia de falla compresores reciprocantes³⁰

Equipment Type: (10) Compressors: Reciprocating				
Definition:				
The scope includes the compressor itself, but excludes all attached valves, piping, flanges, instruments and fittings beyond the first flange. The first flange itself is also excluded.				
Reciprocating compressor release frequencies (per compressor year; inlets 50 to 150 mm diameter)				
HOLE DIA RANGE (mm)	ALL RELEASES	FULL RELEASES	LIMITED RELEASES	ZERO PRESSURE RELEASES
1 to 3	4.5E-02	2.4E-02	1.9E-02	0.0E+00
3 to 10	1.7E-02	8.0E-03	9.4E-03	0.0E+00
10 to 50	6.7E-03	2.6E-03	4.7E-03	0.0E+00
>50	2.0E-03	8.8E-04	2.2E-03	0.0E+00
TOTAL	7.1E-02	3.6E-02	3.6E-02	0.0E+00

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

Figura 17. Frecuencia de falla aerofriadores³⁰

Equipment Type: (14) Heat exchangers: Air-cooled				
Definition:				
Often referred to as fin-fan coolers but in principle includes all air-cooled type heat exchangers. The scope includes the heat exchanger itself, but excludes all attached valves, piping, flanges, instruments and fittings beyond the first flange. The first flange itself is also excluded.				
Heat exchanger release frequencies (per heat exchanger year; inlets 50 to 150 mm diameter)				
HOLE DIA RANGE (mm)	ALL RELEASES	FULL RELEASES	LIMITED RELEASES	ZERO PRESSURE RELEASES
1 to 3	1.0E-03	1.0E-03	0.0E+00	0.0E+00
3 to 10	4.9E-04	4.9E-04	0.0E+00	0.0E+00
10 to 50	2.4E-04	2.4E-04	0.0E+00	0.0E+00
>50	1.1E-04	1.1E-04	0.0E+00	0.0E+00
TOTAL	1.0E-03	1.0E-03	0.0E+00	0.0E+00

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

3.2.1.4 Probabilidad de falla Unidad Joule Thompson,

Se toman de la base de datos de la OGP las probabilidades de falla para intercambiadores de calor (Figura 18) y para recipientes a presión (Figura 15), con conexiones de diámetro entre 50 mm (2") y 150 mm (6").

³⁰ OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

Figura 18. Frecuencia de falla intercambiadores de calor carcasa y tubos³¹

Equipment Type: (11) Heat exchangers: Shell & Tube, shell side HC				
HC				
Definition:				
Shell & tube type heat exchangers with hydrocarbon in the shell side. The scope includes the heat exchanger itself, but excludes all attached valves, piping, flanges, instruments and fittings beyond the first flange. The first flange itself is also excluded.				
Heat exchanger release frequencies (per heat exchanger year; inlets 50 to 150 mm diameter)				
HOLE DIA RANGE (mm)	ALL RELEASES	FULL RELEASES	LIMITED RELEASES	ZERO PRESSURE RELEASES
1 to 3	2.2E-03	1.2E-03	1.2E-03	0.0E+00
3 to 10	1.1E-03	4.1E-04	7.3E-04	0.0E+00
10 to 50	5.6E-04	1.4E-04	4.9E-04	0.0E+00
>50	2.6E-04	3.6E-05	4.0E-04	0.0E+00
TOTAL	4.1E-03	1.8E-03	2.8E-03	0.0E+00
Equipment Type: (12) Heat exchangers: Shell & Tube, tube side HC				
Definition:				
Shell & tube type heat exchangers with hydrocarbon in the tube side. The scope includes the heat exchanger itself, but excludes all attached valves, piping, flanges, instruments and fittings beyond the first flange. The first flange itself is also excluded.				
Heat exchanger release frequencies (per heat exchanger year; inlets 50 to 150 mm diameter)				
HOLE DIA RANGE (mm)	ALL RELEASES	FULL RELEASES	LIMITED RELEASES	ZERO PRESSURE RELEASES
1 to 3	2.0E-03	8.2E-04	7.9E-04	1.8E-04
3 to 10	8.8E-04	3.8E-04	4.3E-04	7.7E-05
10 to 50	4.0E-04	1.8E-04	2.5E-04	3.4E-05
>50	2.0E-04	7.6E-05	1.9E-04	1.3E-05
TOTAL	3.4E-03	1.5E-03	1.7E-03	3.0E-04

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

3.2.1.5 Probabilidad de falla Unidad regeneradora de glicol

Se toman de la base de datos de la OGP las probabilidades de falla para filtros (Figura 19), bombas centrifugas (Figura 20) y para recipientes a presión (Figura 15), con conexiones de diámetro entre 50 mm (2") y 150 mm (6").

³¹ OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

Figura 19. Frecuencia de falla filtros³²

Equipment Type: (15) Filters				
Definition:				
The scope includes the filter body itself and any nozzles or inspection openings, but excludes all attached valves, piping, flanges, instruments and fittings beyond the first flange. The first flange itself is also excluded.				
Filter release frequencies (per filter year; inlets 50 to 150 mm diameter)				
HOLE DIA RANGE (mm)	ALL RELEASES	FULL RELEASES	LIMITED RELEASES	ZERO PRESSURE RELEASES
1 to 3	2.0E-03	1.3E-03	5.1E-04	1.3E-04
3 to 10	1.0E-03	5.1E-04	3.3E-04	9.3E-05
10 to 50	5.2E-04	1.9E-04	2.3E-04	7.7E-05
>50	2.6E-04	5.5E-05	2.1E-04	1.0E-04
TOTAL	3.8E-03	2.1E-03	1.3E-03	4.0E-04

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

Figura 20. Frecuencia de falla bombas centrifugas³²

Equipment Type: (7) Pumps: Centrifugal				
Definition:				
Centrifugal pumps including single-seal and double-seal types*. The scope includes the pump itself, but excludes all attached valves, piping, flanges, instruments and fittings beyond the first flange. The first flange itself is also excluded.				
* Analysis has shown that there is no statistical difference between single- and double-seal types for releases in the size range considered.				
Centrifugal pump release frequencies (per pump year; inlets 50 to 150 mm diameter)				
HOLE DIA RANGE (mm)	ALL RELEASES	FULL RELEASES	LIMITED RELEASES	ZERO PRESSURE RELEASES
1 to 3	5.1E-03	3.4E-03	1.3E-03	2.4E-04
3 to 10	1.8E-03	1.0E-03	5.6E-04	1.4E-04
10 to 50	5.9E-04	2.9E-04	2.4E-04	9.4E-05
>50	1.4E-04	5.4E-05	8.3E-05	7.2E-05
TOTAL	7.6E-03	4.8E-03	2.2E-03	5.5E-04

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

3.2.1.6 Probabilidad de falla Unidad de pre-filtración y separación con membranas

Se toman de la base de datos de la OGP las probabilidades de falla para filtros (Figura 19), para recipientes a presión (Figura 15), con conexiones de diámetro entre 50 mm (2") y 150 mm (6") y para tuberías de acero de hasta 12" de diámetro (Figura 21).

³² OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

Figura 21. Frecuencia de falla tuberías de acero (6'')³³

Equipment Type: (1) Steel process pipes						
Definition:						
Offshore: Includes pipes located on topsides (between well and riser) and subsea (between well and pipeline).						
Onshore: Includes pipes within process units, but not inter-unit pipes or cross-country pipelines.						
The scope includes welds but excludes all valves, flanges, and instruments.						
(a) All piping release frequencies (per metre year) by pipe diameter						
HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	9.0E-05	4.1E-05	3.7E-05	3.6E-05	3.6E-05	3.6E-05
3 to 10	3.8E-05	1.7E-05	1.6E-05	1.5E-05	1.5E-05	1.5E-05
10 to 50	2.7E-05	7.4E-06	6.7E-06	6.5E-06	6.5E-06	6.5E-06
50 to 150	0.0E+00	7.6E-06	1.4E-06	1.4E-06	1.4E-06	1.4E-06
>150	0.0E+00	0.0E+00	5.9E-06	5.9E-06	5.9E-06	5.9E-06
TOTAL	1.5E-04	7.4E-05	6.7E-05	6.5E-05	6.5E-05	6.5E-05

FUENTE: OGP REPORT NO 434-1 PROCESS RELEASE FREQUENCIES, OGP RISK ASSESSMENT DATA DIRECTORY, 2010.

3.2.1.7 Análisis probabilidades de falla

A partir de la información tomada de las bases de datos de la “OGP Report No 434-1 – Process release frequencies” se observa que la mayor probabilidad de ocurrencia para los equipos del proyecto, se presenta en fugas de menor tamaño (de 1 a 3 mm de diámetro), además se observa que las fugas en el rango de 1 a 3 mm y las fugas en el rango de 3 a 10 mm se encuentran en un mismo orden de magnitud, con una diferencia de no más de dos o tres veces entre los dos rangos. Por esta razón y con el fin de realizar un análisis más conservador con un mayor nivel de impacto ante la materialización de una fuga, se define un tamaño de agujero (fuga) de 1/4" (6.35 mm).

3.2.2 Impactos por escenarios de incendio en la planta de gas

Mediante el software DNV PHAST se establecen los niveles de radiación causados por la materialización de los diversos escenarios de riesgo considerados. Dichos resultados son presentados a continuación en las Gráficas de Modelamiento de Consecuencias.

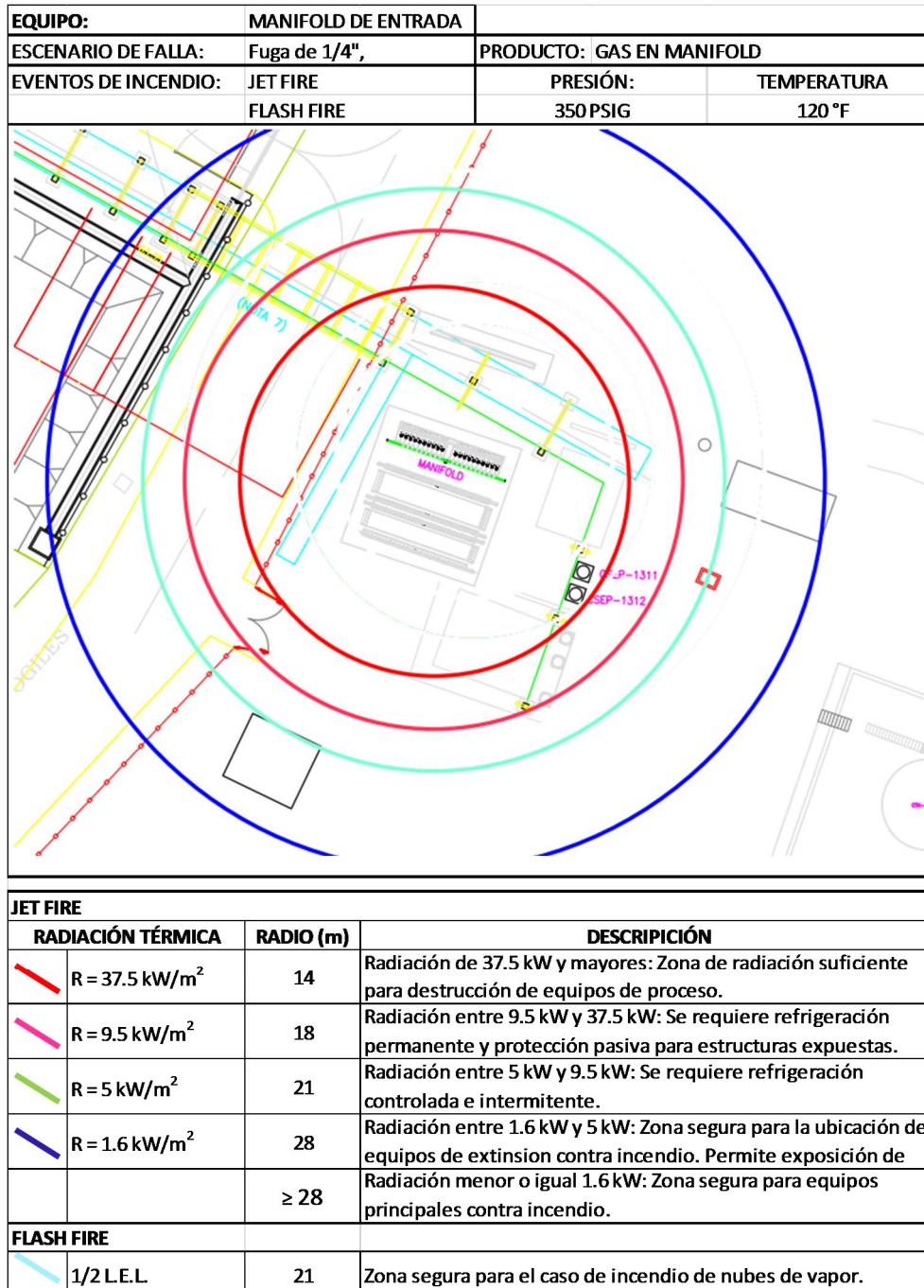
Es importante aclarar que en las gráficas se muestra un radio de afectación para los escenarios de “jet fire”, esto ante la incertidumbre de definir en qué dirección se presentara la fuga y posterior incendio tipo “jet fire”

³³ OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

3.2.2.1 Impactos Manifold de entrada

Distancia calculada 1/2 L.E.L. para una fuga de 1/4" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en manifold de entrada.

Figura 22. Impactos manifold de entrada

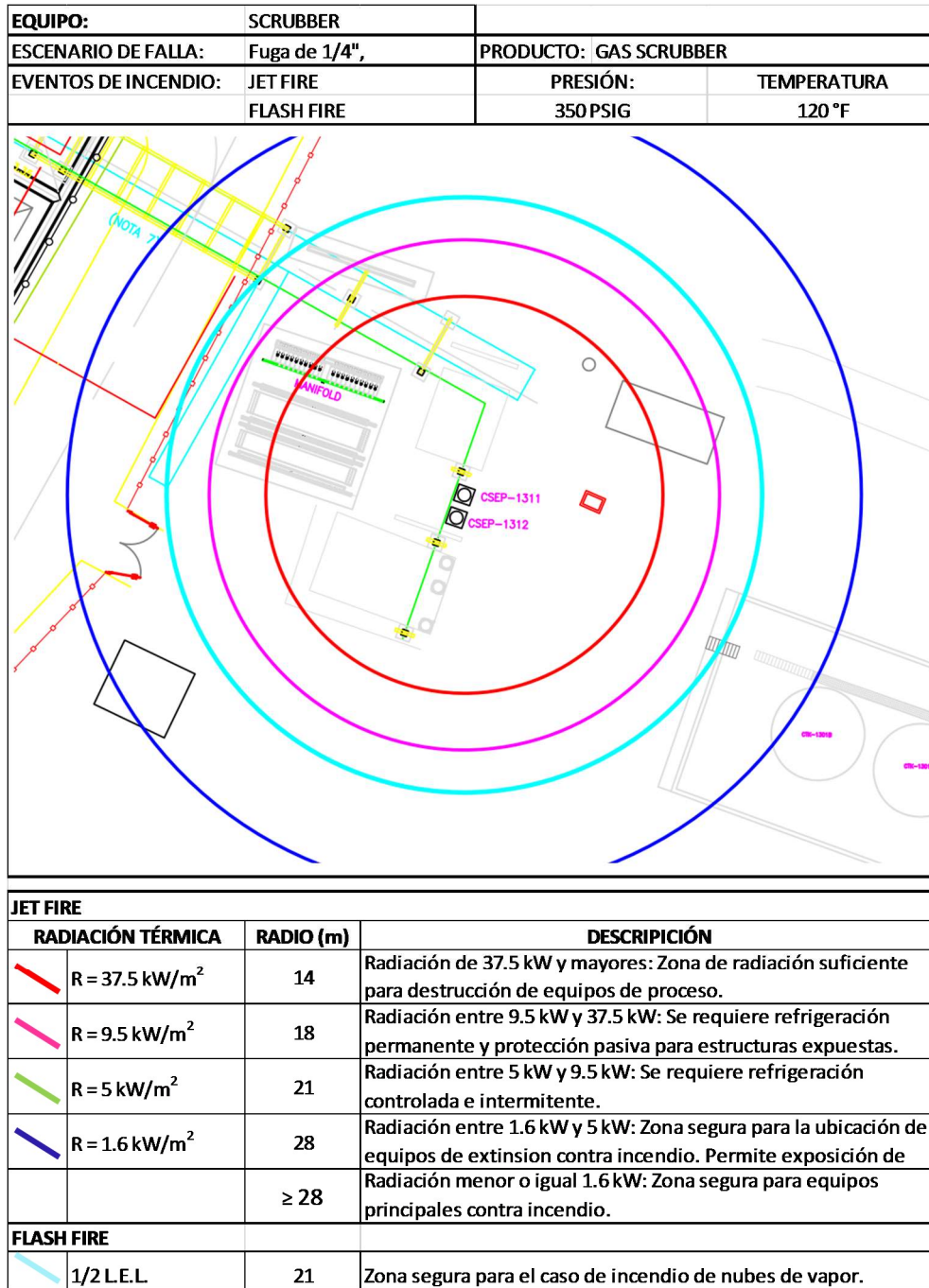


FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.2.2 Impactos Scrubber de recibo

Distancia calculada 1/2 L.E.L. para una fuga de 1/4" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en recipientes scrubber de recibo.

Figura 23. Impactos scrubber de recibo

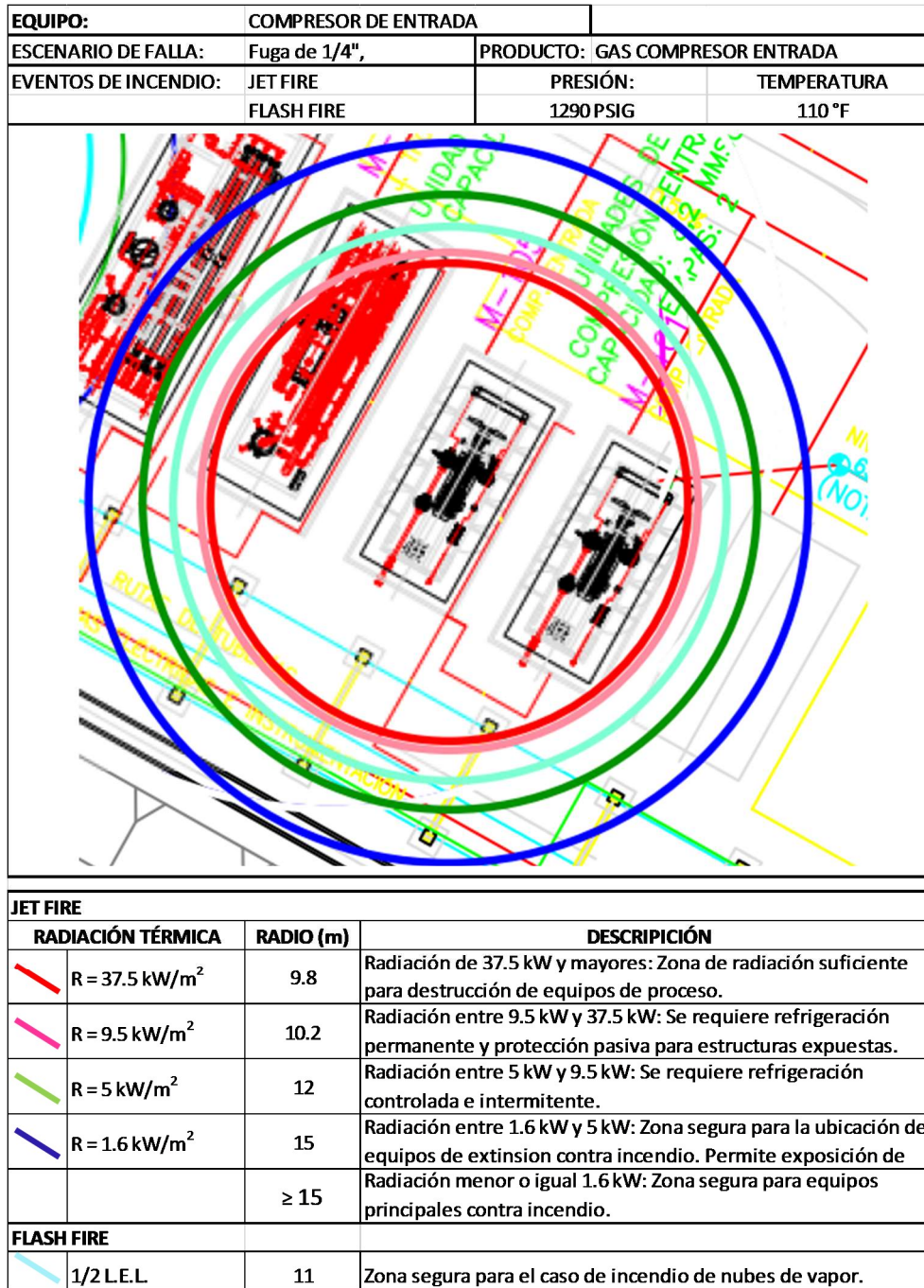


FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.2.3 Impactos Compresores a la entrada

Distancia calculada 1/2 L.E.L. para una fuga de 1/4" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en compresores de entrada.

Figura 24. Impacto compresores a la entrada

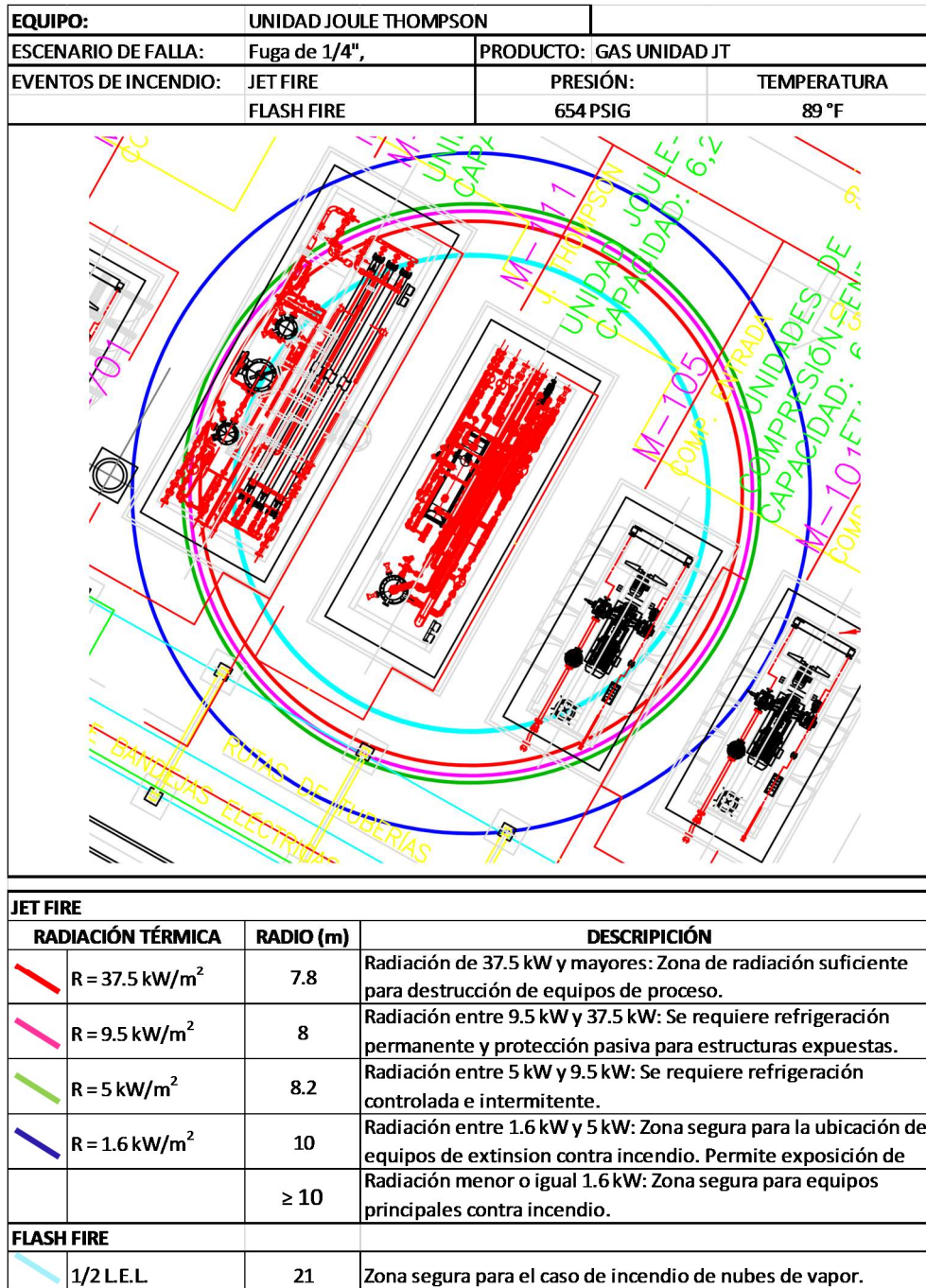


FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.2.4 Impactos Unidad Joule Thompson

Distancia calculada 1/2 L.E.L. para una fuga de 1/4" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en Unidad Joule Thompson.

Figura 25. Impactos Unidad Joule Thompson

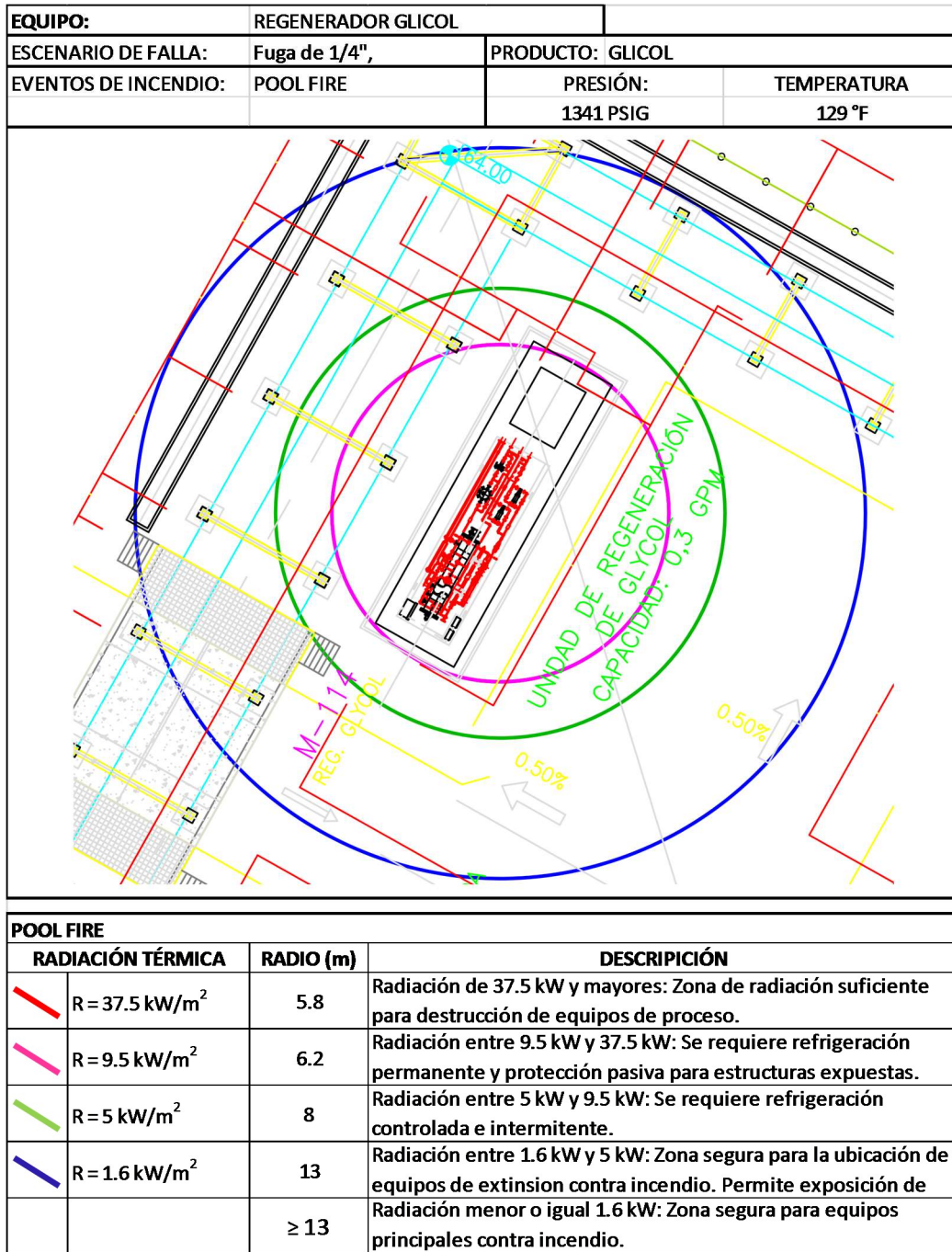


FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.2.5 Impactos Unidad regeneradora de glicol

Distancia calculada ½ L.E.L. para una fuga de ¼" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en Unidad regeneradora de Glicol.

Figura 26. Impactos Unidad regeneradora de Glicol

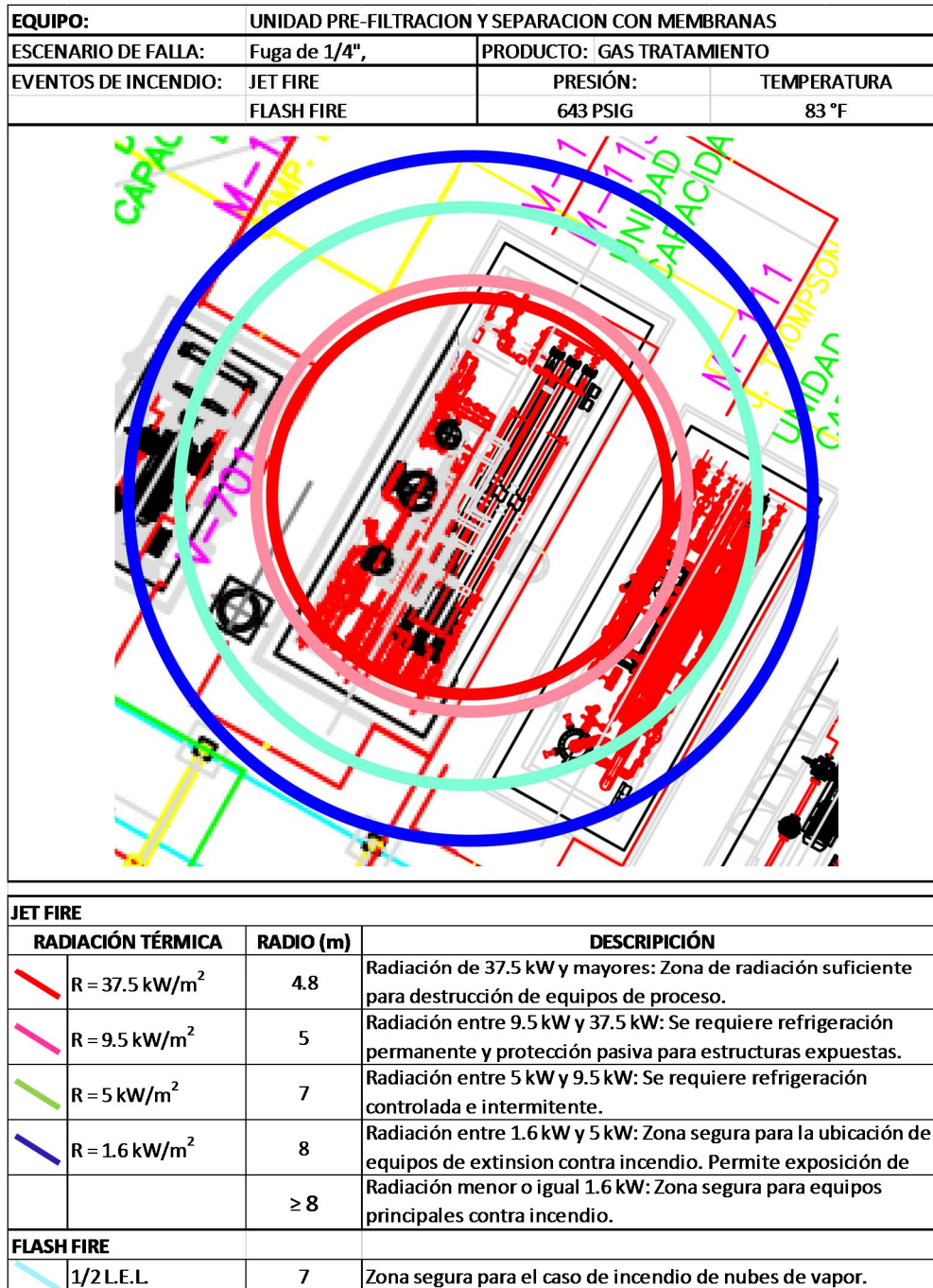


FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.2.6 Impactos Unidad de pre-filtración y separación con membranas

Distancia calculada 1/2 L.E.L. para una fuga de 1/4" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en Unidad pre-filtración y separación con membranas.

Figura 27. Impactos Unidad pre-filtración y separación con membranas.

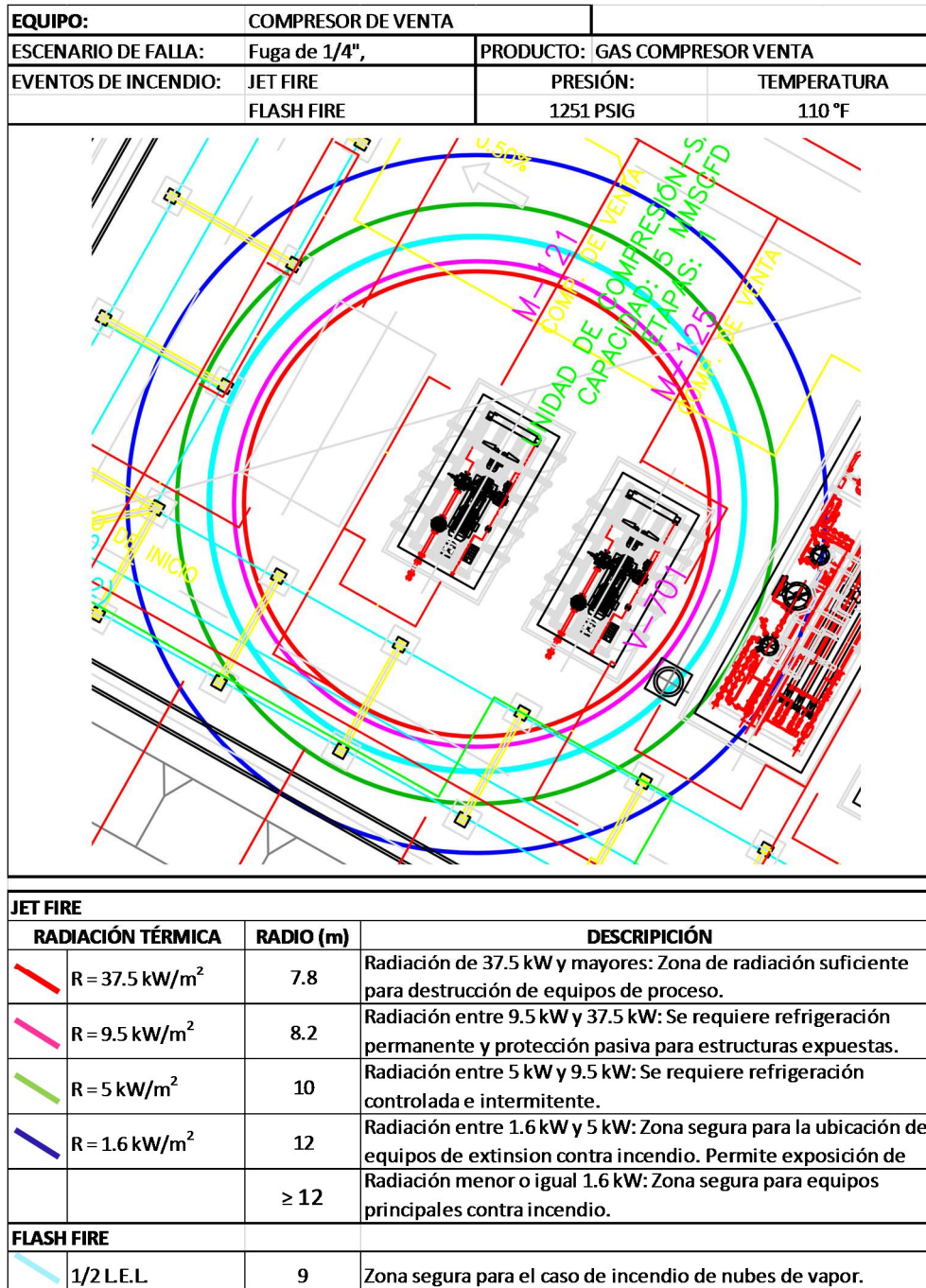


FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.2.7 Impactos Compresores de Venta

Distancia calculada 1/2 L.E.L. para una fuga de 1/4" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en Compresores de Venta.

Figura 28. Impacto Compresores de Venta

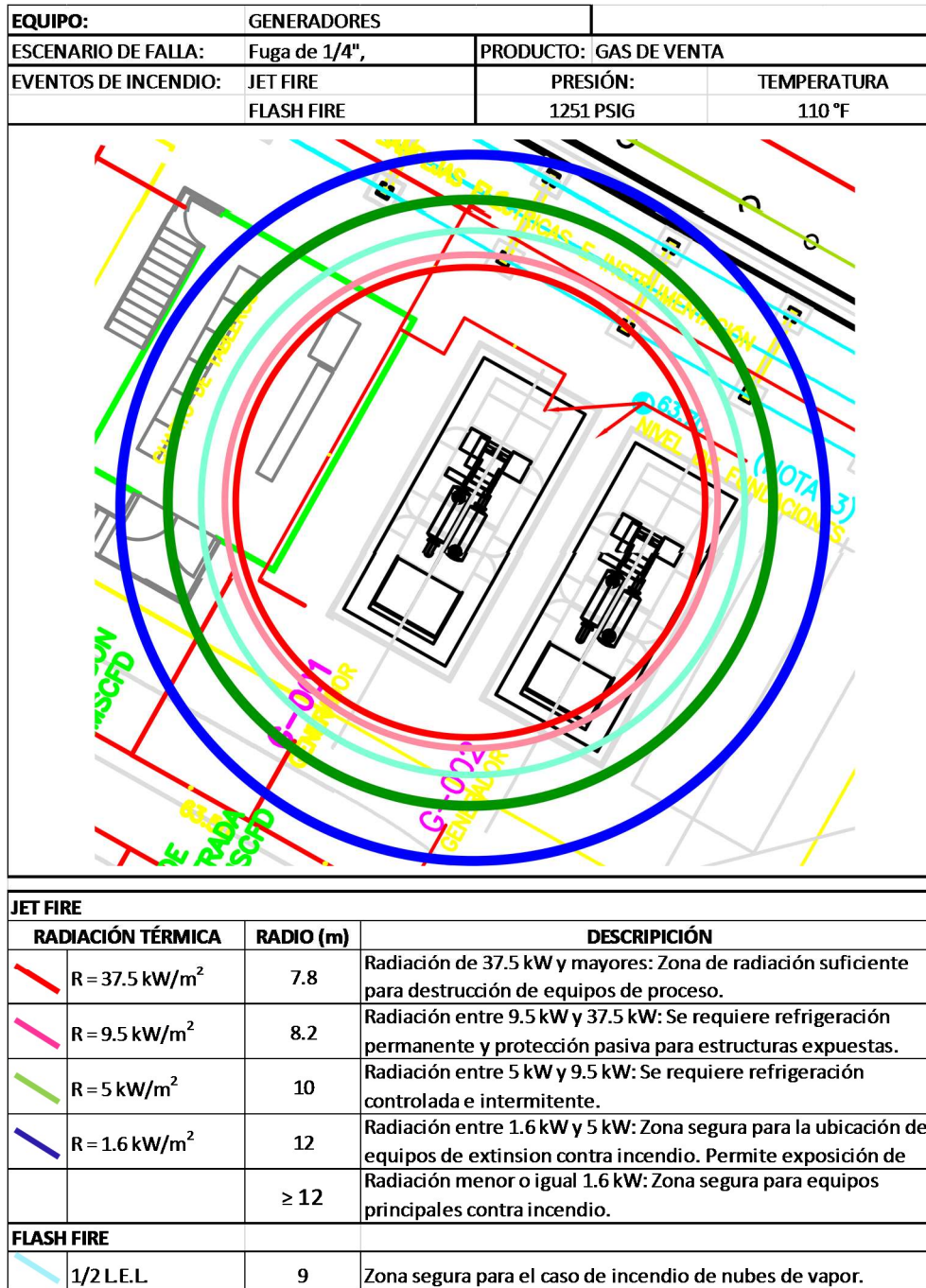


FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.2.8 Impactos Generadores a gas

Distancia calculada 1/2 L.E.L. para una fuga de 1/4" y curvas de radiación por evento tipo "Jet fire" en Generadores de Gas.

Figura 29. Impactos generadores a gas



FUENTE: PROPIA – Simulación PHAST

3.2.3 Árbol de eventos de falla

Como parte de la Identificación de Escenarios y la Metodología de Evaluación para el cálculo de los impactos y la estimación de los riesgos, se utiliza un árbol de eventos de falla para verificar el cubrimiento de todos los escenarios de incendio de los equipos de proceso analizados.

Un Árbol de Eventos de Falla es la herramienta que ayuda al analista a escoger los eventos de incendio más apropiado por medio de la resolución de preguntas acerca de las propiedades de la fuga³⁴.

Con ayuda del software DNV PHAST, y de los árboles de falla para líquidos y gases antes citados, tenemos que la ruta de nuestro análisis es:

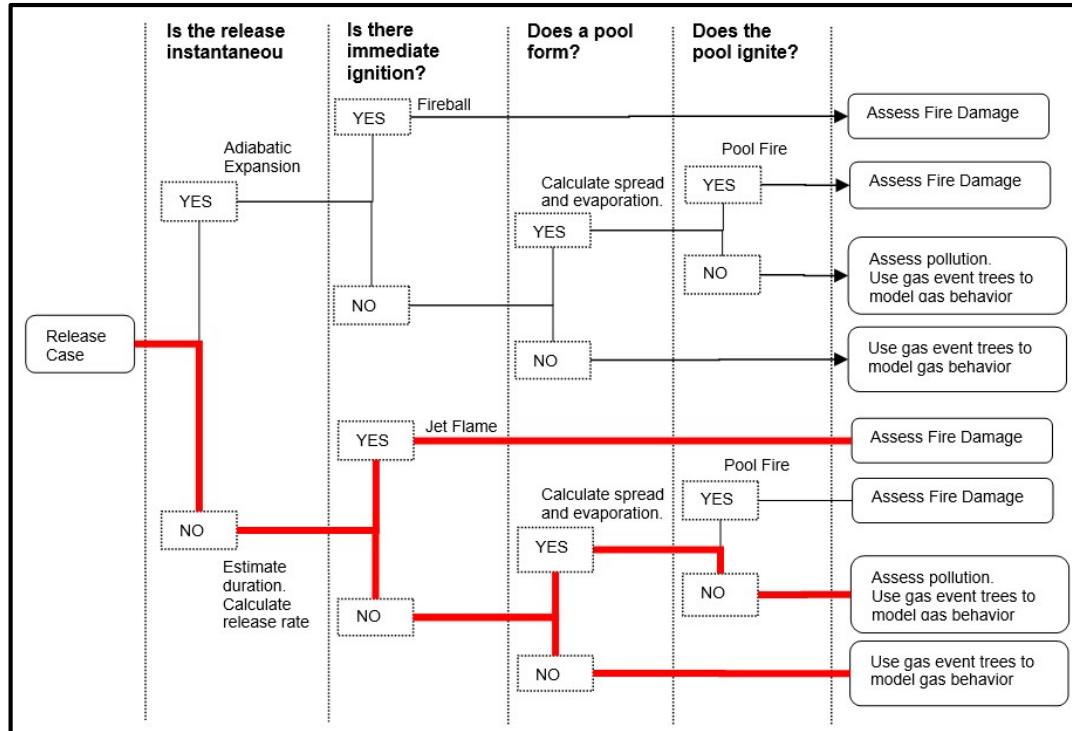
3.2.3.1 Árbol de Eventos para Líquidos Inflamables

Aunque la mayor parte de los escenarios de este análisis están relacionados con gas, existe el escenario en la unidad regeneradora de una fuga de glicol a alta presión.

Este árbol inicia con una fuga (cuya probabilidad ya fue calculada), NO hay una expansión adiabática súbita, sino que se calcula por medio de DNV PHAST una tasa de fuga “release rate” y una duración del evento. A continuación la pregunta es si hay ignición inmediata, en este caso se han contemplado las dos posibilidades, que haya como que no haya, en el caso de que haya, se pide calcular el Jet Fire generado como una de la ramas del árbol; de otro lado, cuando no hay ignición inmediata, la pregunta es si se forma un charco derivado de la fuga, la respuesta en este caso es NO, estimada con el software DNV PHAST, la explicación está asociada a la gran presión y relativamente alta temperatura del material analizado dentro del proceso, lo que hace que no se genere un charco, pues el material líquido expulsado es convertido casi completamente en pequeñas partículas que se comportan como gas, de allí que se requiera además realizar el análisis con el Árbol de Eventos para Gases Inflamables.

³⁴ WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.

Figura 30. Árbol de Eventos Líquidos Inflamables (Flammable Liquid Event Tree)

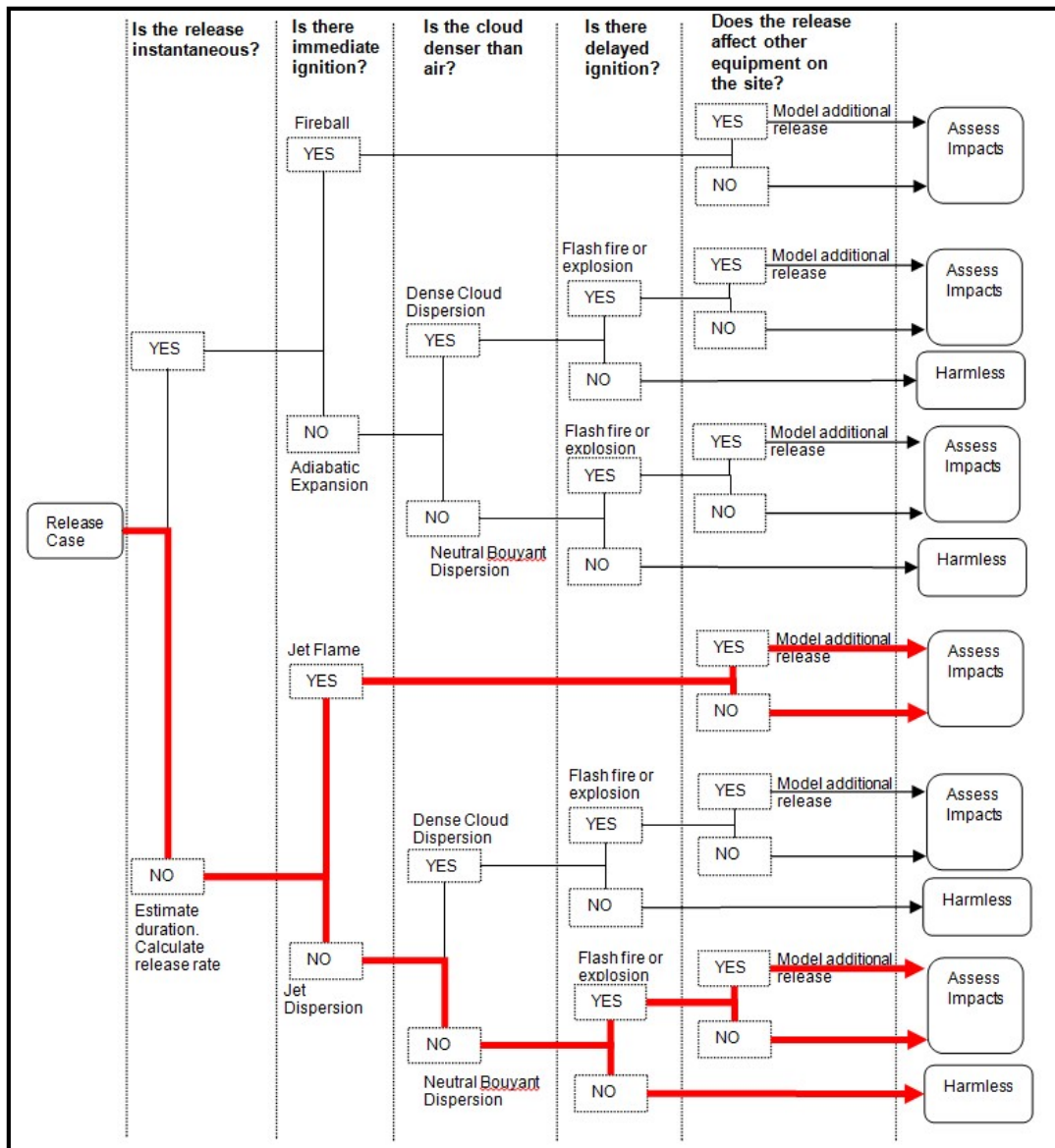


FUENTE: WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.

3.2.3.2 Árbol de Eventos para Gases Inflamables

Al igual que en el análisis de falla para líquidos inflamables, NO se genera un fuga súbita, lo que implica entonces, resolver la pregunta de si se genera un ignición inmediata, la respuesta a esta pregunta se realiza por dos vías, por un lado se genera un Jet Fire, que es igual al del líquido, y por otro lado, cuando NO hay ignición inmediata, el análisis de la dispersión del gas, para lo cual se hace la pregunta de si aquella nube es más densa o menos densa que el aire, con ayuda del software DNV PHAST se resuelve esta pregunta, respondiendo que NO, a lo cual precede, la pregunta de si hay ignición tardía, frente a lo cual puede haber dos respuesta, en el caso positivo, se puede generar una explosión o un flash fire, para el caso del análisis que se está revisando, y según lo modelado con el software PHAST, no hay explosión, y el flash fire, generará nuevamente un Jet Fire.

Figura 31. Árbol de Eventos Gas Inflammable (*Flammable Gas Event Tree*)



FUENTE: WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.

3.2.4 Probabilidad – Afectación

A continuación se presenta de manera condensada en una tabla el escenario crítico de fuga considerado y la afectación posible, de acuerdo con el resultado de las curvas de impacto generadas con el software DNV PHAST.

Cuadro 4. Probabilidad – Afectación equipos planta de gas

EQUIPO	PRODUCTO	PROBABILIDAD - AFECTACIÓN
Manifold de entrada	GAS EN MANIFOLD 350 PSIG - 120°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN VALVULAS (3.4×10^{-5}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre scrubbers, con radiaciones por encima de los 37.5 kW/m ²
Scrubbers	GAS EN SCRUBBERS 350 PSIG - 120°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN RECIPIENTES A PRESIÓN (5.6×10^{-4}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre manifold de entrada, con radiaciones por encima de los 37.5 kW/m ²
Compresores de entrada	GAS COMPRESOR ENTRADA 1290 PSIG - 190°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN COMPRESORES RECIPROCANTES (1.7×10^{-2}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre unidad Joule Thompson, con radiaciones por encima de los 37.5 kW/m ²
Unidad Joule Thompson	GAS UNIDAD JT 654 PSIG - 89°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN INTERCAMBIADORES DE CALOR RECIPROCANTES (1.1×10^{-3}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre compresores de entrada o sobre unidad de pre-filtración y separación con membranas, con radiaciones por encima de los 37.5 kW/m ²
Unidad regeneradora de glicol	GLICOL 1341 PSIG - 129°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN BOMBAS CENTRIFUGAS (1.8×10^{-3}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre zonas aledañas, bandejas portacables y racks de tubería, con radiaciones por encima de los 37.5 kW/m ²
Unidad de pre-filtración y separación con membranas	GAS TRATAMIENTO 643 PSIG - 83°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN FILTROS (1.0×10^{-3}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre unidad Joule Thompson o sobre compresores de venta, con radiaciones por encima de los 37.5 kW/m ²
Compresores de venta	GAS COMPRESOR VENTA 1251 PSIG - 110°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN COMPRESORES RECIPROCANTES (1.7×10^{-2}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre Unidad de pre-filtración y separación con membranas, con radiaciones por encima de los 37.5 kW/m ²
Generadores a gas	GAS DE VENTA 1251 PSIG - 110°F	FALLA CONSIDERADA: FALLA 1/4" EN MOTOR RECIPROCANTES (1.7×10^{-2}) AFECTACIÓN: Posible afectación por Jet fire sobre zonas aledañas, bandejas portacables y racks de tubería, con radiaciones por encima de los 9.5 kW/m ² y menores a 37.5 kW/m ² .

FUENTE: PROPIA – CONSOLIDADO PROBABILIDAD - AFECTACIÓN

3.3 TERCERA FASE. ESQUEMAS SISTEMA CONTRA INCENDIO

Una vez se cuenta con el resultado del análisis de riesgo, se puede diseñar un sistema de protección contra incendio, que cumpla con el fin de proteger los equipos que se pueden ver afectados ante un evento de incendio.

Por otro lado, partiendo de las distancias indicadas en las guías de espaciamiento, se puede definir un esquema de protección, de tal manera que si la distancia entre dos equipos es menor a la indicada en la guía, se deben incluir sistemas de protección contra-incendio adicionales.

A continuación se presenta de manera condensada en una tabla los escenarios críticos para cada equipo y las recomendaciones para el sistema contra incendio, basado en la guía de distanciamiento de equipos y en el nivel de afectación mostrado por las curvas del DNV PHAST.

Cuadro 5. Recomendaciones al sistema contra incendio por escenario.

		PROTECCIÓN CON SISTEMA CONTRA INCENDIO	
EQUIPO	PRODUCTO	BASADO EN GUIAS DE ESPACIAMIENTO DE EQUIPOS	BASADO EN CURVAS DE AFECTACIÓN - ANALISIS DE RIESGO
Manifold de entrada	GAS EN MANIFOLD 350 PSIG - 120°F	Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento entre manifold y scrubber con base en el acceso para operación y mantenimiento.	Refrigeración con boquillas de agua de scrubbers, ante exposición a radiaciones superiores a 37,5 kW/m ² . Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas. Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 18 m.
Scrubbers	GAS EN SCRUBBERS 350 PSIG - 120°F	Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento entre manifold y scrubber con base en el acceso para operación y mantenimiento.	Refrigeración de manifold de entrada con hidrantes monitor de agua ante exposición a radiaciones superiores a 37,5 kW/m ² . Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas. Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 18 m.
Compresores de entrada	GAS COMPRESOR ENTRADA 1290 PSIG - 190°F	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patín de unidad de separación Joule Thompson. Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento en guías entre compresores e intercambiadores de calor con material inflamable de 25 ft (7,62 m).	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patín de unidad de separación Joule Thompson, ante exposición a radiaciones superiores a 37,5 kW/m ² . Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas. Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 10,2 m.
Unidad Joule Thompson	GAS UNIDAD JT 654 PSIG - 89°F	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patines de compresores de entrada y en patín de la unidad de pre-filtración y separación con membranas. Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento en guías entre intercambiadores de calor con material inflamable y unidades paquete de alto riesgo de 50 ft (15,24 m).	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patines de compresores de entrada y en patín de la unidad de pre-filtración y separación con membranas, ante exposición a radiaciones superiores a 37,5 kW/m ² . Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas. Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 8 m.

PROTECCIÓN CON SISTEMA CONTRA INCENDIO			
Unidad regeneradora de glicol	GLICOL 1341 PSIG - 129°F	Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento en guías entre unidades paquete de alto riesgo de 25 ft (7,62 m).	Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas ante exposición a radiaciones superiores a 37,5 kW/m ² . Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 6,2 m.
Unidad de pre-filtración y separación con membranas	GAS TRATAMIENTO 643 PSIG - 83°F	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patines de compresores de venta y en patín de la unidad Joule Thompson. Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento en guías entre unidades paquete de alto riesgo y compresores de 50 ft (15,24 m).	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patines de compresores de venta y en patín de la unidad Joule Thompson, ante exposición a radiaciones superiores a 37,5 kW/m ² . Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas. Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 5 m.
Compresores de venta	GAS COMPRESOR VENTA 1251 PSIG - 110°F	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patín de Unidad de pre-filtración y separación con membranas. Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento en guías entre unidades paquete de alto riesgo y compresores de 50 ft (15,24 m).	Refrigeración con boquillas de agua de equipos en patín de Unidad de pre-filtración y separación con membranas, ante exposición a radiaciones superiores a 37,5 kW/m ² . Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas. Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 8,2 m.
Generadores a gas	GAS DE VENTA 1251 PSIG - 110°F	Disposición de hidrantes monitor de agua en la zona. Espaciamiento en guías entre unidades paquete de alto riesgo de 25 ft (7,62 m).	Disposición de hidrantes monitor de agua para refrigeración intermitente de zonas aledañas ante exposición a radiaciones superiores a 5 kW/m ² . Distancia 9,5 kW/m ² (implica refrigeración continua) a equipos aledaños de 8,2 m.

FUENTE: PROPIA – CONSOLIDAD ESQUEMAS DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO.

El resultado del análisis de riesgo mostro que en caso de generarse la fuga de mayor probabilidad en los equipos, el incendio que se puede generar seria del tipo “jet fire” o “flash fire”. Por esta razón, es importante en el control del proceso tener en cuenta el corte del flujo de combustible en situaciones de incendio. Una de las características principales es permitir un correcto "shutdown" con el fin de detener cualquier escape de inflamables y la despresurización de los sistemas con contenido inflamable, con esto se podrán reducir la cantidad de elemento inflamable que alimente la llama y los tiempos de exposición, disminuyendo al mínimo los efectos en caso de la materialización de un incendio.

Teniendo en cuenta el tipo de escenarios encontrado en la simulación con el software PHAST, es recomendable la utilización de un sistema de Fire & Gas para la detección de fugas de productos inflamables por detección de gases. De esta manera se genera alarmas tempranas para que los operadores tengan un mayor tiempo de maniobra y realicen una rápida activación remota de sistemas de corte de flujo y de los sistemas de refrigeración, minimizando los efectos producidos por la emergencia y la exposición del personal a la zona afectada.

4. CONCLUSIONES

El desarrollo del presente trabajo de monografía permite concluir llegar a las siguientes conclusiones.

- Al comparar los esquemas de protección contra incendio basados en la guía de espaciamiento de equipos vs el esquema definido por las curvas de los niveles de afectación del análisis de riesgo, se obtienen resultados similares. Sin embargo esto es debido a que se está realizando un esquema de protección sobre una planta ya instalada con los equipos ubicados con un espaciamiento ya definido y en donde en este caso particular los equipos se encuentran a poca distancia entre sí.
- Las distancias en las guías de espaciamiento de equipos son definidas considerando sistemas mínimos de contra incendio como son monitores de agua, si la distancia entre equipos es menor a la indicada, entonces se requieren sistemas de contra incendio adicionales como son los rociadores para refrigeración continua.
- En el cálculo con el software PHAST, se definen distancias para las cuales el escenario de incendio genera niveles de $9,5 \text{ kW/m}^2$, radiación a la cual se requiere la instalación de sistemas de refrigeración continua.
- Se presentan diferencias importantes entre las distancias definidas por las guías de espaciamiento de equipos y las distancias calculadas por el software PHAST para $9,5 \text{ kW/m}^2$. Esto implica que un diseño de sistema contra incendio basado en las guías de espaciamiento puede ser más robusto de lo necesario en ciertas zonas (distanciamiento según guías de espaciamiento mayor al calculado con software PHAST) y muy laxo en otras (distanciamiento según guías de espaciamiento menor al calculado con software PHAST).
- La influencia que puede tener un análisis de riesgo sobre el diseño y ubicación de equipos en una planta de gas es más importante si se realiza en las etapas tempranas del diseño. En este caso el análisis de riesgo con sus niveles de afectación se está realizando sobre una planta existente con los equipos ya ubicados. Si el análisis se realiza en la etapa conceptual o básica del diseño de la planta, se pueden tomar decisiones sobre la ubicación de los equipos, separándolos lo suficiente para evitar los niveles de radiación de $9,5 \text{ kW/m}^2$ o mayores y evitando así la instalación de sistemas de rociadores para refrigeración continua.
- El uso de una herramienta para la simulación de fugas en los sistemas de gas (en este caso el software PHAST), permite conocer de manera más

acertada el comportamiento de los fluidos ante los diferentes escenarios de fuga, teniendo en cuenta factores determinantes como son la misma composición de los fluidos analizados, la presión en la que se encuentran almacenados los fluidos y el tamaño probable de fuga en el equipos o sistema analizado. Conocer este comportamiento de los fluidos en el estado de fuga, permite tomar las mejores decisiones en aplicación de controles que permitan disminuir el nivel de impacto ante un escenario de fuga y posible incendio.

- El resultado de la simulación de una fuga con el software PHAST, permite estimar el comportamiento del fluido al salir de su sistema de contención, esta información es una herramienta clave para realizar la ubicación de equipos de detección y alarma alrededor de los equipos de la planta de gas, aumentando la velocidad de respuesta frente a los potenciales eventos, lo que implicará reducción de los impactos potenciales.
- Utilizando el resultado del análisis de riesgos, se pueden tomar decisiones, en la implementación de los sistemas que disminuyan la afectación de los escenarios críticos, ya sea reduciendo la probabilidad de falla (mantenimientos preventivos), reduciendo la fuga de fluidos en caso de falla (sistemas de control de procesos, sistemas de alivio controlado, sistemas de shut down, sistemas de contención), o disminuyendo la afectación en caso de generarse la fuga (sistemas de fire & gas, sistemas de contra incendio).

BIBLIOGRAFÍA

BENINTENDI Renato, RODRIGUEZ GUIO Angela Deisy y MARSH Samuel - AMEC FOSTER WHEELER. Determining safety distance in process design. www.digitalrefining.com/article/1001033, 2015.

CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, CCPS, New York, 1989.

COMMISSIE VOOR DE PREVENTIE VAN RAMPEN, CPR 18E Guideline for quantitative risk assessment - Purple book, Committee for the Prevention of Disasters (CPR), 2005.

ECOPETROL. Guía de análisis de riesgo tecnológico para el sector Hidrocarburos, Vicepresidencia de Servicios y Tecnología Corporativo de Normas y Estándares Ecopetrol S.A., 2011.

ECOPETROL. ECP-VST-O-PRO-GT-001 - Guía de análisis de riesgos de procesos, 2011.

ECOPETROL. VTE-PTI-P-GEN-GT-003 - Guía de espaciamiento de plantas, equipos y facilidades tratamiento estandarizado de crudos pesados. Vicepresidencia Técnica, 2015.

HEIKKILÄ Anna-Mari - TECHNICAL RESEARCH CENTRE OF FINLAND VTT, Inherent Safety in Process Plant Design. VTT Publications, 1999.

NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION. Fire Protection Handbook (20 Ed), NFPA 2008.

NOMENA Rosa, SEMPEREA Julià y MARIOTTIB Valeria, QRA Including Domino Effect as a Tool for Engineering Design. International Symposium on Safety Science and Technology, 2014.

INTERNATIONAL ASSOCIATION OF OIL & GAS PRODUCERS, OGP Report No 434-1 Process release frequencies, OGP Risk Assessment Data Directory, 2010.

PETRÓLEOS DE VENEZUELA, SOCIEDAD ANÓNIMA, PDVSA IR-S-02. Manual de ingeniería de riesgos. Criterios para el Análisis Cuantitativo de Riesgos, PDVSA 2004.

WTP55. WORLD BANK TECHNICAL PAPER NUMBER 55 - Techniques for Assessing Industrial Hazards, 1988.