

Universidad de Matanzas
Sede Camilo Cienfuegos
Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química



Trabajo de Diploma

*Trabajo de Diploma presentado en opción al título de Ingeniero
Químico*

***Título:** Diseño de un índice para pronosticar el impacto económico del
efecto dominó producto de incendios y explosiones a partir de la
adaptación del Índice de DOW en la Empresa de Perforación y
Extracción de Petróleo del Centro.*

Autor:

Mary Carla Barrera González

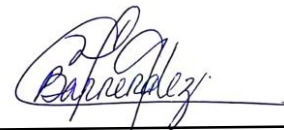
Tutor:

Ing. Julio Ariel Dueñas Santana, MSc.

Matanzas, Cuba 2020

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Mary Carla Barrera González, declaro que soy la única autora de este Trabajo de Diploma y lo pongo a disposición de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro y de la Universidad de Matanzas, para hacer uso del mismo con el objetivo y finalidad que se estime conveniente, siempre que se respeten mis derechos sobre el mismo.



Mary Carla Barrera González

DEDICATORIA

A mi papá

A mi mamá.

A mi hermana.

A mi familia.

A mis amigas todas mis amigas.

A mi tutor Julio.

AGRADECIMIENTOS

A mi papá Francisco y mi mamá Margarita, por ser mi más grande apoyo, mis mentores. Por impulsarme a ser una mejor persona, preparada, para enfrentar los obstáculos de la vida. Por siempre brindarme consejos cuando más los necesitaba, por ser mis ejemplos a seguir en la vida. Son lo que más quiero en esta vida junto con mi hermana Yanary que me apoya muchísimo y me deja ser una buena hermana mayor. Considero que tengo la mejor familia del mundo.

A mi familia, por apoyarme en todos los momentos de la vida, guiarme, ayudarme. A mis primas, que les debo mucho por estar ahí para mí.

A mis amigas, todas las amigas que he conocido en mis años de curso por las diferentes enseñanzas, han sido y siempre serán un gran apoyo para mí, en especial a Amelia y Yineth, que siempre estuvieron conmigo, estudiando, recordándome los trabajos, regañándome cuando hacía las cosas mal, dándome consejos en las malas rachas. Me han apoyado tanto que les debo mucho. Sé que a pesar de vivir lejos y que al final vamos a tomar caminos separados, he conocido en la universidad a un par de amigas que van a ser para toda la vida. Las quiero mucho.

A mis compañeras de la beca que siempre nos llevamos bien desde el primer día. No hubiese querido estar en otro cuarto, que, poco a poco, fuimos acomodando hasta que fuese perfecto para nosotras, en el que guardamos muchos momentos de locura y muchos secretos. Las adoro.

A mi tutor Julio, por dedicar su tiempo para salir adelante con este trabajo de investigación en estos tiempos difíciles por la que atravesamos. Aún más agradecida por tener tanta paciencia conmigo, pero mucha paciencia. Me ha regañado, ha hablado conmigo para realizar una tesis dentro de los estándares. Por ser un ejemplo de perseverancia, de lucha, dedicación. Más que un tutor, se ha convertido en un amigo.

A las personas que por una u otra razón no se encuentran en mi vida, pero de alguna manera me han marcado y me han hecho recapacitar, madurar y esforzarme para ser cada día una mejor persona.

Resumen

Este trabajo de investigación se desarrolla en la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro. Se evalúa el impacto económico de accidentes provocados por incendio y explosión a partir de la modificación del Índice de DOW con el desarrollo de cinco etapas. Primeramente, se aplica el Índice de DOW en su forma original en la que se definen las unidades de proceso y de estipulan diferentes parámetros utilizados posteriormente. Se determinan las características del alcance de los escenarios con el uso de *software* ALOHA y se cuantifica la probabilidad de cada uno y su escalado a partir de diferentes metodologías en la cuantificación de riesgo. Finalmente se ponderan los resultados de probabilidades y se halla un nuevo valor de Índice de incendio y explosión para determinar las pérdidas económicas teniendo en cuenta el efecto continuado de los accidentes. El BLEVE más bola de fuego es el escenario de mayor radio de afectación de cuatro kilómetros desde el origen del accidente. Las unidades de mayor nivel de ponderación son las correspondientes a los tanques de almacenamiento de nafta, pues son las que más unidades secundarias involucran en un accidente. Existe un aumento de las pérdidas totales obtenidas en la modificación del Índice de DOW con respecto a las obtenidas por el DOW original alcanzando superar los ocho millones solamente en tanque 101 perteneciente al área de la Estación Cabecera del Oleoducto.

Abstract

This research work is carried out at the Centro Oil Drilling and Extraction Company. The economic impact of accidents caused by fire and explosion is evaluated based on the modification of the DOW Index with the development of five stages. First, the DOW Index is applied in its original form in which the process units are defined and different parameters used later are stipulated. The characteristics of the scope of the scenarios are determined with the use of ALOHA software and the probability of each one and its escalation are quantified using different methodologies in the quantification of risk. Finally, the probability results are weighted and a new Fire and Explosion Index value is found to determine the economic losses taking into account the continued effect of accidents. The BLEVE plus fireball is the scene with the largest radius of affectation of four kilometers from the origin of the accident. The units with the highest level of weighting are those corresponding to naphtha storage tanks, since they are the ones with the most secondary units involved in an accident. There is an increase in the total losses obtained in the modification of the DOW Index with respect to those obtained by the original DOW, reaching more than eight million only in tank 101 belonging to the ECO area.

Tabla de contenido

Introducción.....	1
Capítulo I: Análisis bibliográfico.....	4
1.1 Tipos de accidentes de incendio y explosión que pueden ocurrir en la industria petrolera.....	4
1.2 Análisis histórico referido a pérdidas económicas por accidentes en la industria petrolera.	14
1.3 Herramientas metodológicas que permitan cuantificar el impacto económico de posibles accidentes provocados por incendios y explosiones.	22
1.4 Conclusiones parciales.....	29
Capítulo II: Materiales y métodos.....	30
2.1 Descripción del proceso tecnológico en la UEB de Producción de la EPEP-Centro.....	32
2.2 Etapa 1: Aplicación de la metodología original del Índice de DOW.....	34
2.2.1 Selección de las Unidades de Proceso a analizar y determinación del factor material.....	35
2.2.2 Factores de peligrosidad en Unidades de Proceso: Factor general de peligrosidad y Factor especial de peligrosidad.....	36
2.2.3 Determinación del Índice de Incendio y Explosión.	39
2.2.4 Factores de bonificación en el control de pérdidas.....	39
2.2.5 Radio y área de exposición.....	42
2.2.6 Valor del área de exposición.....	43
2.2.7 Determinación del factor de daño.....	43
2.2.8 Determinación del Máximo Daño Probable a la Propiedad Base y actualizado.....	44
2.2.9 Máximos días probables perdidos e interrupción de negocio.....	44

2.3 Etapa 2: Determinación del alcance de los escenarios de incendio y explosión.	45
.....	
2.3.2 Simulación de los posibles escenarios de incendio y explosión.....	46
2.4 Etapa 3: Cuantificación de la probabilidad de cada escenario de incendio y explosión y su escalado.....	48
2.4.1 Determinación de la frecuencia inicial de derrame.....	48
2.4.2 Determinación la probabilidad de ignición.....	48
2.4.3 Determinación del valor de frecuencia para escenarios de incendio y explosión.....	49
2.4.4 Determinación de la probabilidad de escalado.....	50
2.5 Etapa 4: Determinación de los niveles de ponderación para el Índice de DOW modificado propuesto	51
2.5.1 Determinación de las probabilidades involucradas en el nivel de ponderación general	52
2.5.2 Determinación del nivel de ponderación general	55
2.6 Etapa 5: Comparación de los resultados del DOW original con el propuesto	56
.....	
Capítulo III: Análisis de resultados	57
3.1 Resultados y análisis de la aplicación de Índice de Dow	57
3.1.1 Resultados y análisis de la selección de las unidades de proceso y factor material	57
3.1.2 Resultados y análisis de los factores de peligrosidad de las unidades de proceso	59
3.1.3 Resultados y análisis del índice de incendio y explosión para cada unidad de proceso	61
3.1.4 Resultados y análisis de la determinación de los factores de bonificación	62

3.1.4.1	Análisis de la determinación de los factores de bonificación por control del proceso (C ₁).....	62
3.1.4.2	Análisis de la determinación de los factores de bonificación por aislamiento del material (C ₂).....	63
3.1.4.3	Análisis de la determinación de los factores de bonificación por protección de incendios (C ₃).....	63
3.1.5	Resultados y análisis de las pérdidas totales	65
3.1.5.1	Análisis de la determinación del radio y área de exposición.....	65
3.1.5.2	Análisis del valor del área de exposición	66
3.1.5.3	Análisis de la determinación del actual máximo daño a la propiedad	68
3.1.5.4	Análisis de las pérdidas por interrupción de negocio.....	69
3.1.6	Resultados y análisis de las pérdidas totales para cada unidad de proceso	70
3.2	Resultados de los alcances de escenarios de incendio y explosión	71
3.2.1	Resultados y análisis de la estimación del alcance de los escenarios charco de fuego	72
3.2.2	Resultados y análisis de la estimación del alcance de los escenarios de explosión de una nube de vapor	77
3.2.3	Resultados y análisis de la estimación del alcance de los escenarios BLEVE.....	81
3.3	Resultados y análisis de la probabilidad de ocurrencia de los accidentes... ..	83
3.3.1	Resultados y análisis de la cuantificación de la frecuencia inicial de derrame.....	83
3.3.2	Resultados y análisis de la determinación de la probabilidad de ignición	84

3.3.3 Resultados y análisis de la determinación del valor de frecuencia inicial para los escenarios de incendio y explosión	84
3.3.4 Resultados y análisis de la probabilidad de escalados de los accidentes	85
3.4 Resultados y análisis del nivel de ponderación	86
3.5 Validación de la modificación propuesta a partir de la comparación de sus resultados con el DOW original	89
3.6 Conclusiones parciales del capítulo.....	94
Conclusiones.....	96
Recomendaciones.....	97
Bibliografía	98
Anexos	112

Introducción

La industria moderna se caracteriza por un continuo crecimiento de la potencia unitaria de sus instalaciones con el objetivo de alcanzar mejores rendimientos. Independientemente del desarrollo científico –técnico, el aumento del grado de complejidad de los procesos tecnológicos genera condiciones de riesgos en la sociedad y el medio natural que actúa como soporte de la misma.

Todos estos avances han ayudado a hacer crecer a la industria química, incrementando su capacidad de producción. Junto a ellas ha incrementado también el número de personas que trabajan en las plantas de proceso y viven en los alrededores que pueden estar expuestas a un accidente industrial. Esto ha provocado una toma de conciencia sobre la seguridad industrial, y con ella, han aparecido a nivel administrativo y teórico medidas para identificar el peligro y así acotar el riesgo de accidentes industriales (Sengupta, 2007).

Los accidentes comunes en las industrias químicas incluyen explosiones, fuegos y emisiones tóxicas; sin embargo, las consecuencias más grandes se producen durante un efecto dominó. Un análisis de riesgo puede ayudar prevenir cualquier accidente (Poljanšek et al., 2017).

El análisis previo de los riesgos y accidentes suma gran importancia sobre el impacto económico industrial porque es la economía es la base más importante para el desarrollo del país. Una afectación económica provocada por accidentes traería consigo una inversión financiera a la industria aumentando así los costos de inversión y de esta forma se necesitará tiempo para la recuperación y puesta en marcha de la misma, sin contar los gastos provocados por las pérdidas ocasionadas.

La industria petrolera es una de las más importantes a escala mundial ocupándose de transformar las materias primas en otras sustancias con características diferentes de las que tenía originariamente. Estas empresas también están expuestas a la influencia de accidentes, fundamentalmente los provocados por

incendio y explosión debido a las características propias de las sustancias con las que se trabajan.

En Cuba existen empresas que operan y comercializan combustibles de diferentes tipos, estas sustancias, en sí mismas, representan un riesgo de incendio y explosión por ser altamente inflamables y explosivas, pero en este tipo de empresas, se tiene mayor cuidado con este tipo de accidentes, por lo que se opera de la forma más segura posible y para esto es necesaria el implemento de sistemas que minimicen el riesgo asociado al mismo.

Una de las industrias procesadora de petróleo en nuestro país es la UEB de Producción que cuenta con cuatro estaciones: Planta de Procesamiento del Crudo (Batería Central); Estación Cabecera del Oleoducto (ECO); Planta de Tratamiento de Residuales y la Planta de Generación de Vapor (Sala de calderas), que tiene como objetivo la aplicación de un tratamiento adecuado a los crudos provenientes de los pozos en producción, de forma tal que se alcancen los índices de calidad requeridos para su venta y posteriormente enviarlos por bombeo a través del oleoducto hacia la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas (ECCM).

El índice DOW se ha aplicado con la finalidad de cuantificar las pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión. Este tipo de investigaciones se ha realizado en la industria petrolera, por ejemplo, el estudio de Dueñas, (2018) en su trabajo “Evaluación del impacto económico, ambiental y humano de posibles accidentes provocados por incendios y explosión en la Base de Crudos de la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas” y Costa, (2019), “Evaluación del impacto económico de posibles accidentes provocados por incendio y explosión en la División Territorial Comercialización de Combustible de Matanzas”, este último realizando un estudio con mayor profundización en el impacto económico de estos accidentes. A partir de los resultados obtenidos en estos trabajos anteriores, se pudo percibir que algunos no se ajustan con precisión a valores reales de accidentes.

Además, no se tiene en cuenta dentro del radio de afectación el carácter continuado de accidentes de incendio y explosión.

Por esta razón se plantea el siguiente **problema**: ¿Cómo tener en cuenta en la cuantificación de pérdidas económicas el efecto dominó de accidentes de incendio y explosión?

Para resolver el problema anterior se expone la siguiente **hipótesis**: Si se diseña un nuevo índice para pronosticar el impacto económico de posibles incendios y explosiones teniendo en cuenta una adaptación actual de Índice de DOW de Incendio y Explosión, podrían cuantificar las posibles pérdidas económicas debido al carácter continuado de accidentes de incendios y explosión.

Por lo que el **objetivo general** de esta tesis es: Diseñar un índice que pronostique el impacto económico del efecto dominó producto de accidentes de incendio y explosión a partir de la adaptación del Índice DOW en la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro.

Los **objetivos específicos** se listan a continuación:

1. Estimar el alcance de los posibles escenarios que pueden producir por incendios y explosión.
2. Realizar un análisis histórico en los registros actuales de pérdidas económicas producto a incendios y explosión.
3. Pronosticar las pérdidas económicas reales provocadas por accidentes de incendio y explosión.

Capítulo I: Análisis bibliográfico

En el siguiente capítulo se abordan diferentes temáticas asociadas con el análisis de riesgo cuantitativo, después de definir la mejor metodología que permita cuantificar el impacto económico de posibles accidentes por incendios y explosiones. Para ello se consulta el criterio de varios autores, para formar un criterio que defina los principales tipos de accidentes de incendio y explosión que pueda ocurrir en la industria química petrolera. Seguidamente se realiza un análisis histórico referido a los accidentes que causaron mayores pérdidas económicas a nivel mundial, y, por último, se analizan herramientas propuestas para cuantificar el impacto económico de los accidentes por incendio y explosión.

1.1 Tipos de accidentes de incendio y explosión que pueden ocurrir en la industria petrolera.

En este epígrafe se explica las características de las principales formas en la que se manifiestan los accidentes de incendio y explosión, con ayuda de los criterios de varios autores conocedores de dicha temática.

Los accidentes de gran magnitud que pueden ocurrir están casi siempre asociados al escape de un producto tóxico o inflamable, generalmente un fluido; sin embargo, algunos accidentes, (por ejemplo, las explosiones de atmósferas de polvo), pueden suceder en el interior del equipo sin que se produzca un escape (Ahmadi y Zarranejad, 2016; Casal, Montiel, Planas, Vílchez, 2002; Chen, Song, Wang, Zhang, 2014; Clark, De-Groove, Marin-Ferrer, Poljanšek, 2017; Wells, 2003).

Los accidentes pueden ocurrir en diferentes niveles y áreas en industria de procesos químicos (CPI), durante el transporte, almacenamiento y / o fabricación de sustancias. En términos generales, los accidentes en una industria de procesos son dividido en tres categorías principales, a saber, fuego, explosión y liberación tóxica (SA. Abbasi, T. Abbasi, Pendey, Tauseef, Vipin, 2018; Ding, Ji, Khan, 2020).

Según Casal et al. (2002) y CL:AIRE (2017) los incendios en depósitos de almacenaje de hidrocarburos son relativamente frecuentes. Teniendo en cuenta que las cantidades almacenadas suelen ser elevadas.

Los escenarios pueden predecirse de la liberación de sustancias específicas bajo las circunstancias específicas. Debe enfatizarse que estos escenarios representan la estructura básica de un escenario típico que involucra cada sustancia, equipo asociado y procesos (Aboud, 2008; Heezen, Kooi, Mahesh, Spoelstra, 2015; Ahmed, Jujuly, Khan, Rahman, 2015; Gyenes, Struckl, Wood, 2017).

Una fuga de combustible crea el peligro de formación de concentraciones explosivas de la mezcla de combustible y aire, que, en presencia de una fuente de iniciación, puede causar la explosión de esta mezcla y crear condiciones para un mayor desarrollo de un accidente. Con un aumento en la tasa de carga de productos derivados del petróleo en un tanque, puede ocurrir una descarga de chispa que causa una explosión de la mezcla de vapor y el fuego. Por lo tanto, el evento inicial de un accidente en una estación de servicio es una fuga o un derrame de fuego y peligro de explosión del producto (Abbasi et al. 2020; Inanov, Shevchuk, Smik, Vasiytynska, 2018).

Los incendios se producen en la industria con más frecuencia que las explosiones y las emanaciones de sustancias tóxicas, aunque las consecuencias medidas en pérdidas de vidas humanas suelen ser menos graves (SA. Abbasi, T. Abbasi, Mukhim, Taussef, 2017; Ahmadi y Zarranejad, 2016; PNUMA, 1999; Chen et al. 2014; Chen, J. Zhao, X. Zhao, Zhou, 2016; Cozzani, Genserik, Jie, 2017; Kardell y Löf, 2014; Landucci, Khakzad, Reniers, Zhang, Zhou, 2017).

Existen seis tipos principales de incendios asociados con descargas y almacenamiento de materiales peligrosos e inflamables, como los combustibles. El tipo de incendio ocurre debido a las características y propiedades de las sustancias, y de las circunstancias en que se produzca el derrame e ignición (SA. Abbasi, T. Abbasi, Mukhim, Taussef, 2017; Baum, Hamis, McGrattan, 2000; Sengupta, 2007; API, 2016).

Los escenarios de incendio que involucran gases combustibles varían ampliamente, desde el incendio de un charco de un gas licuado, a una llamarada formada por la quema de vapores que escapan de un tanque de almacenamiento, a una bola de

fuego que sigue la liberación de una gran cantidad de gas que posteriormente se enciende (Ahmadi et al., 2016; Baum et al., 2000; Sengupta, 2007).

Según Casal et al. (2002) el escape de un fluido hacia la atmósfera puede producirse por diversas razones: por rotura de una conducción, por explosión de un recipiente a presión, por rebosamiento de un depósito, criterio que apoyan Abbasi et al. (2018) y Ahmadi et al. (2016).

Un *pool fire* (charco de fuego) se define como un incendio que involucra una cantidad de combustible líquido derramada en la superficie de la tierra o el agua. Las propiedades incluyen exposición a radiación térmica y / o productos de combustión tóxicos o corrosivos. Una complicación adicional es que el combustible líquido, dependiendo del terreno, puede descender por la pendiente, desde el lugar del accidente y terminar en alcantarillas, desagües, aguas superficiales y otras cuencas (Abbasi et al., 2018; Casal et al., 2002; Sengupta, 2007; Caviglione, Fabiano, Palazzi, Reverberi, 2016).

Según Lees, (2012) se produce un incendio en forma de charco de fuego cuando un líquido inflamable se derrama sobre el fuego y se enciende. Se han dado muchas otras definiciones que reflejan una u otra de las características de cómo se manifiestan los charcos de fuego, donde la característica que más se destaca es el incendio de combustibles combinados.

Los incendios en charcos de fuegos son los más comunes de todos los accidentes de la industria de procesos, cubriendo más del 60% de todos los incidentes de incendio. Los incendios en charcos de fuegos a menudo desencadenan explosiones que pueden dar lugar a más incendios, causando enormes pérdidas de vidas y bienes. Un charco de fuego puede ocurrir cuando un líquido inflamable se libera accidentalmente en el suelo o el agua, y se enciende. Una llama turbulenta no premezclada impulsada por la flotabilidad se forma sobre el charco. El fuego resultante se distingue de otros tipos de incendios por un impulso inicial muy bajo y la propensión a verse fuertemente influenciada por la flotabilidad efectos (Abbasi et al., 2018; Berger, Mishra, Malow, Schälike, Schönbucher, Wherstedt,

2013; Bubbico, Dusserre, Mazzarotta, 2016; Caviglione et al., 2016; Chen et al., 2014).

Casal et al. (2002) y Chen et al. (2014) señalan que cuando se produce un escape de un líquido inflamable se pueden generar diferentes tipos de incendio, según el tipo de escape y el lugar donde se produzca. Estas pueden ser:

- Los charcos de fuego al aire libre se originan cuando se produce un escape o vertido de un líquido combustible sobre el suelo y en el exterior. En caso de que se produzca la ignición del líquido derramado, el tipo de fuego resultante dependerá en gran medida de si el escape es continuo o instantáneo. Si el escape es instantáneo, el líquido se irá esparciendo hasta que encuentre una barrera o hasta que se haya consumido todo el combustible en el incendio. En caso de un escape continuo, el charco irá creciendo hasta que la velocidad de combustión iguale el caudal de vertido. De este modo se llega a un diámetro de equilibrio, que se mantiene mientras no se detiene la fuga. Por otra parte, si el líquido queda retenido dentro de algún recipiente o área protegida, como puede ser una cubeta, el incendio no dependerá tanto de si el escape es instantáneo o continuo (Chatelet, Lallement, Kadri, 2013; Dueñas, 2018; Sengupta, 2007).
- Charcos de fuego sobre el mar es cuando se produce un vertido accidental. El resultado es una mancha de combustible en la superficie del mar. Esta mancha puede prender inmediatamente o al cabo de cierto tiempo, dependiendo de las condiciones del entorno. Teniendo en cuenta que, a medida que pasa el tiempo, el diámetro de la mancha va creciendo mientras que su espesor disminuye, lo que puede que no ocurra la ignición, aunque exista una fuente de la misma; y la temperatura del combustible, si no está por encima de la temperatura de inflamación, las posibilidades de que se produzca la ignición serán mínimas (Casal et al., 2002; CL: AIRE, 2017).

En ocasiones, los charcos de fuego que flotan en el agua han entrado en las tomas de agua de las instalaciones industriales y han causado incendios o explosiones

internas (Carol, Casal, Lázaro-Touza, Ronza, 2009; Chen et al., 2014; Sengupta, 2007).

- Los incendios en movimiento tienen lugar cuando un líquido inflamable se vierte sobre una superficie vertical o inclinada (como puede ser, por ejemplo, la pared de un depósito o un pavimento). Si se produce la ignición, el incendio se desplazará hacia donde se desplace el líquido. Este tipo de incendio es muy peligroso ya que en muy poco tiempo puede adquirir grandes dimensiones y abarcar zonas muy amplias dentro de una planta (Casal et al., 2002; Cermelli, Curròb, Vairoc, Fabiano, 2018).

Aunque el término "charco de fuego" se usa principalmente para describir un grupo de combustible líquido que se incendia, el término también se aplica a la quema de combustibles sólidos, por ejemplo, el polietileno. El arrastre de fuego suministra oxígeno a la llama, adecuado para sostener la combustión. En el proceso, las estructuras que recirculan cerca de la llama, que puede generar la ocurrencia de este fenómeno oscilante, también es conocido como "soplo". Este efecto, deriva de la presencia de estructuras coherentes por encima de una columna de fuego. Esto, a su vez, conduce a la formación de vórtices especialmente a través de la formación de grandes vórtices llameantes que se elevan hasta que se queman en la parte superior de la llama (Abbasi et al., 2018).

Si un charco de fuego no está contenido y no es controlado rápidamente, el combustible líquido derramado puede atrapar fuego y puede envolver el recipiente que almacena el combustible, haciendo que explote. Los misiles resultantes generados en la forma de fragmentos disparados de la vasija rota, varios de los cuales pueden llevar partes de la quema combustible, lo que puede desencadenar nuevos incendios y / o explosiones (Abbasi et al., 2018; Chen et al., 2014; Sengupta, 2007).

Existe una tipología muy variada de incendios que pueden afectar a los depósitos de almacenaje, pero uno de los más peligrosos, tanto por la magnitud de sus consecuencias como por su difícil predicción, es el llamado *boilover* o *slopoover* (aunque algunas veces también se le llama *foamover* o *puking*), conocido también

por incendio “de borbollón”, donde el producto en llamas se libera explosivamente del tanque cuando el combustible en llamas hace contacto con el agua en el fondo del tanque (Abbasi et al., 2018; Casal et al., 2002; Nwabueze, 2016).

El borbollón puede producirse en depósitos conteniendo mezclas de diversos hidrocarburos. Si en uno de estos depósitos se produce un incendio, que puede durar muchas horas, la capa superficial de hidrocarburo se va calentando debido a la radiación del incendio (Gill y Malamund, 2016).

Para que se produzca el borbollón es necesario, en general, que se cumplan tres condiciones: presencia de agua en el recipiente, generación de una ola de calor; es decir, existencia de una amplia gama de volatilidades en los componentes presentes en el depósito y que la viscosidad del hidrocarburo sea suficientemente elevada para dificultar el paso del vapor (Antonioni et al., 2013; Casal et al., 2002; Nwabueze, 2016).

No todos los combustibles son susceptibles de experimentar el fenómeno del borbollón; en general éste está asociado a aquellos compuestos por una serie de componentes con una amplia gama de temperaturas de ebullición, donde los componentes más volátiles son los que pasan preferentemente a vapor, alimentando la llama, pero lo que si es necesario es que la temperatura de ebullición del combustible sea superior a la del agua (Casal et al., 2002).

Se puede definir una explosión como una liberación repentina de energía, que genera una onda de presión que se desplaza alejándose de la fuente mientras va disipando energía. Esta liberación tiene que ser, no obstante, bastante rápida y concentrada para que la onda que se genera sea audible. La energía liberada puede haber sido almacenada inicialmente bajo una gran variedad de formas: nuclear, química, eléctrica o de presión (Casal et al., 2002; Wells, 2003; HSE, 2018; Ibarra, 2016; Mitropetros y Wehmeier, 2016; Zhou y Liu, 2012).

Las explosiones se caracterizan por una onda de choque que puede producir un estallido y causar daños a distintas instalaciones a varios cientos de metros de

distancias. Los efectos de la onda de expansión varían según las características de la nube de vapor (Abbasi et al., 2018; Casal et al., 2002; PNUMA, 1999).

Las explosiones de tipo BLEVE son uno de los peores accidentes que pueden ocurrir en la industria química o en el transporte de mercancías peligrosas. Desde un punto de vista riguroso, estas explosiones no siempre tienen efectos térmicos.; esto provoca que la explosión sea seguida por la formación de una bola de fuego, de efectos muy graves (Aprin et al., 2016; Casal et al., 2002; Casal, Hemmatian, Planas-Cauchí, 2014; Diaz et al., 2006; HSE, 2018; Mishra, Krebs, Wehrstedt, 2015).

El término BLEVE es un acrónimo de *Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion*). El BLEVE es un tipo de fenómeno que puede resultar de una ruptura catastrófica. Una BLEVE puede ocurrir cuando un recipiente que contiene un líquido altamente sobrecalentado por encima de su punto de ebullición atmosférico normal, falla catastróficamente (Aprin et al., 2016; Casal et al., 2002; Dufaud, Laurent, Perrin, 2016; Gyenes et.al., 2016; Khosravi, Shariati, Zareei, 2016).

Cuando esto sucede, debido a la repentina despresurización a presión atmosférica hay una vaporización instantánea del líquido sobrecalentado y una expansión rápida del vapor previamente existente, debido a la expansión del sistema, la explosión libera una gran cantidad de energía que se convierte en parte en una fuerte onda expansiva (Casal et al., 2014; Melo, 1994).

Para que se produzca una explosión BLEVE no es necesaria la existencia de reacciones químicas ni fenómenos de combustión. Podría producirse incluso en calentadores de agua y calderas de vapor. Las BLEVES son exclusivas de los líquidos o gases licuados en condiciones específicas (Aprin et al., 2016; Bestratén y Turmo, 2019).

Si un recipiente que contiene un líquido a presión es calentado, por la radiación procedente de un incendio, la presión en su interior irá aumentando y llegará un momento en el que las paredes no podrán resistir la elevada tensión a la que se someten y cederán. Esto sucederá principalmente en la parte superior del

recipiente, donde la pared al no estar bañada por el líquido no estará refrigerada, de este modo aumentará su temperatura y disminuirá su resistencia mecánica. En cambio, la parte del recipiente situada por debajo del nivel del líquido que contiene, transmitirá el calor recibido al líquido, por lo que se calentará mucho menos que la parte superior (Aprin et al., 2016; Bestratén y Turmo, 2019; Casal et al., 2002).

Si la sustancia contenida en el recipiente es combustible, la masa de líquido y vapor vertida en el momento de la explosión se incendiará, y dará lugar a una hoguera, (se produce una bola de fuego justo después de la explosión), de forma aproximadamente hemisférica que se extenderá inicialmente a ras de suelo. El efecto de la radiación térmica en esta primera fase (muy corta, ya que suele durar sólo un par de segundos), es muy importante. Esta masa de combustible sólo puede arder en superficie, porque su interior, muy rico en combustible y prácticamente sin aire, se encuentra fuera de los límites de inflamabilidad (Baum et al., 2000; Bestratén y Turmo., 2019; Casal et al., 2002; Casal et al., 2014).

El riesgo de una BLEVE se asocia típicamente con el almacenamiento de gas licuado a presión. Este efecto generalmente es seguido por la expulsión de misiles. Si la sustancia es inflamable, el aire sustancia aerosol puede encenderse inmediatamente. El frente de la llama se aleja rápidamente del punto de ignición, generando una bola de fuego. Su temperatura es extremadamente alta y provoca una radiación térmica importante (Casal et al., 2002; ECHA, 2018; Gyenes et al., 2016; Khosrani et al., 2015).

La mayoría de las personas asocian un BLEVE a una bola de fuego porque en muchos casos ambos fenómenos están acoplados. Cuando esto sucede, los efectos térmicos pueden ser más severo que los mecánicos; de hecho, en el análisis de riesgos a menudo solo la radiación térmica del se considera bola de fuego. Sin embargo, la explosión puede ser muy fuerte, especialmente a distancias cortas (Casal et al., 2002; Casal et al., 2014; Mishra et al., 2015).

No todo el combustible presente en el recipiente en el momento de la explosión forma parte de esta hoguera. Una parte del mismo puede ser arrastrada por la estela formada por los fragmentos del depósito que salen disparados (Aprin et al., 2016;

Casal et al., 2002; Casal et al., 2014; HSE, 2018; Gyenes et al., 2017; Mishra et al., 2015).

El momento en que se produce la explosión es imprevisible. El tiempo a partir del cual puede ocurrir un BLEVE en un recipiente afectado por un incendio depende de los siguientes factores: flujo calorífico del incendio, que será función de la distancia al fuego del recipiente afectado, de si hay contacto directo con las llamas y del tipo de llamas (llamas turbulentas, de antorcha); radio de la esfera o del cilindro que forma el recipiente; grado de llenado del recipiente; capacidad de alivio de las válvulas de seguridad; espesor de la capa de producto ignífugo aplicado como protección pasiva (Casal et al., 2002).

En cualquier caso, de explosión, (Ibarra, 2016), se puede despreciar tanto la velocidad como la dirección del viento, ya que la velocidad de los fragmentos es mucho mayor, solamente se considerarán las características del escenario y del diseño del recipiente (Al-Dahhan y Yousif, 2018).

Si el líquido derramado se vaporiza sustancialmente, como sucede con gases licuados a presión: pueden formar una nube de vapor. La nube puede encenderse y provocar un incendio repentino o una nube de vapor explosión (VCE). En muchos casos anteriores, la nube de vapor había derivado a favor del viento varios cientos de metros antes explotando de esta manera, un VCE puede poner en peligro el proceso. unidades situadas lejos del sitio del accidente inicial (Abbasi et al., 2018; Casal et al., 2014; Gyenes et al., 2017).

El viento tiene un efecto de arrastre que provoca la dispersión de nubes por desplazamiento de la masa de gas. El viento influye también en la estabilidad atmosférica, que es el otro factor principal para determinar la dispersión de gases (Abbasi et al., 2018; Carol et al., 2009; Casal et al., 2002; Gyenes et al., 2017).

Las explosiones de nubes de vapor (VCE) son un peligro importante en la industria plantas donde se almacenan grandes cantidades de materiales inflamables o procesada. En las últimas décadas, muchos de los VCE que ocurrieron en áreas de

almacenamiento de combustible resultó en la destrucción casi completa de la planta (Agrawal, Ghuge, Gurjar, Sharman, Wate, 2013; Casal et al., 2002; Wells, 2003).

Las VCE no confinadas representan uno de los mayores peligros dentro de la industria química ya que ocurren con mucha frecuencia (Huang, 2017). El problema principal de este tipo de explosiones proviene del hecho que, además, del alcance que puede llegar a tener la nube, la ignición de esta puede producirse en un punto alejado de la fuente origen del vertido y afectar a grandes áreas (Casal et al., 2002; Binda, Bruinen de Bruin, Fabbri, 2017, Atkinson, 2017; Atkinson, Cowpe, Halliday, Peinter, 2017a).

Kidam y Hurme (2013) plantean que los accidentes más frecuentes causados en equipos son los sucedidos en tuberías en un 25%, en reactores y tanques de almacenamiento con un 14%, y los tanques de proceso con un 10%. Los seis equipamientos más propensos a accidentes representan acerca de un 80% de los accidentes totales ocurridos en equipos de procesos, por lo que, a estos equipamientos, hay que prestarles mayor atención. El 78% de los accidentes en equipos son debidos a fallas en el diseño y de técnicas ejecutadas por humanos. Las razones organizacionales y puramente humanas son responsables en un 33% de los tanques de almacenamientos, un 18% de las tuberías y un 16% de los equipos de transferencia de calor. Para otros equipos, las causas técnicas son las más comunes de los accidentes.

En accidentes industriales las ondas expansivas, pueden generarse a partir de diferentes escenarios como son: rotura de tanques, explosiones de nube de vapor, BLEVE y explosiones de vapores condensados. Las consecuencias de las ondas expansivas sobre la estructura de equipamiento, depende de las características de la misma y de las instalaciones como: forma, tamaño, masa y resistencia dinámica (Necci, 2015).

A criterio del autor, después del análisis del precedente epígrafe, mediante la bibliografía consultada, se plantea que dentro de las tres grandes categorías de accidentes que ocurren en la industria, los más frecuentes son los incendios, aunque no sean los causantes de los mayores daños y devastaciones por si solos;

y como forma en la que más se manifiestan es en charcos de fuego. Estos se propagan y pueden causar otros incendios, incluso explosiones si no son controlados debidamente.

Según lo analizado los incendios y explosiones son los accidentes que más ocurren dentro de una industria de procesos químicos, como es el ejemplo de industrias procesadoras de combustibles, de ahí la importancia del estudio y evaluación de su impacto.

1.2 Análisis histórico referido a pérdidas económicas por accidentes en la industria petrolera.

En el siguiente epígrafe se muestra algunos de los mayores accidentes ocurridos en la industria petrolera que han sido provocados por incendios y explosiones ordenados cronológicamente. Se realiza un análisis histórico referido a los mismos con citas de diferentes investigadores de la temática relacionado con el impacto económico de los accidentes para así aplicar los diferentes métodos y obtener datos cuantitativos del impacto económico de los mismos.

Las industrias de procesos químicos (IPC) a menudo tratan con productos peligrosos, productos químicos y / o procesos que dan lugar al riesgo de grandes accidentes (Abbasi y Khan, 1998; Lees, 2012) . Aunque, se han producido avances en la ciencia y la tecnología de los procesos de seguridad, continúan ocurriendo accidentes importantes debido a que cada vez son más grandes los inventarios manejados en todo el mundo. También hay más y más nuevos procesos que se operan bajo condiciones peligrosas de muy altas / bajas temperaturas y / o presiones que generan riesgo (SA. Abbasi, T Abbasi, Pompapathi, Taussef, 2018; Mariotti, Nomen, Sempere, 2014;).

Muy a menudo se inician accidentes mayores en el IPC en el interior tanques de almacenamiento en tierra o 'atmosféricos' que pueden sufrir pérdida de confinamiento debido a una variedad de razones (Debernardi et al., 2019; Lees, 2012; Nandan, Saddiqui, Sharman, 2018).

Los tanques de almacenamiento en refinerías y plantas químicas contienen grandes volúmenes de productos químicos inflamables y peligrosos. Un pequeño accidente puede conducir a la pérdida de propiedades de millones de dólares y unos días de interrupción de producción. Un gran accidente resulta en demandas, devaluación de acciones, o bancarrota de la compañía (Chang y Lin, 2005; Debernardi et al., 2018).

Conforme a Chang y Lin (2005), el impacto de rayo es la causa más frecuente de falla del tanque atmosférico, lo que explica un tercio de todos estos accidentes. Otras causas, en orden decreciente de frecuencia, son error de mantenimiento, error operativo, sabotaje, falla del equipo, grietas y éxtasis, electricidad estática, fugas y líneas ruptura, llamas abiertas, desastres naturales como terremotos y huracanes bastones y reacciones desbocadas, confirmados posteriormente por Abbasi et al. (2018) y Lees, (2012)

De acuerdo a Taussef et al. (2018), "ningún elemento del equipo (en un IPC) está involucrado en más accidentes que los tanques de almacenamiento, probablemente porque son frágiles y se daña fácilmente por una ligera sobrepresión o vacío ". Todo accidente pasado los informes de análisis (PAA) lo confirman Lees, (2012).

Los incidentes pueden ocurrir dentro y al aire libre, siendo estos los más importantes porque son a menudo más grandes y tienen el potencial para afectar a más individuos que los descargos interiores. Las consecuencias de descargos al aire libre pueden extenderse al ambiente interior, y puede producir las exposiciones dentro de los edificios y los riesgos subsecuentes desde el punto de vista económico (Blengini et al., 2017; World Health Organization, 2009).

La mayoría de los accidentes catastróficos que han ocurrido en un proceso químico industria comienzan con un charco de fuego, que luego llevan a otros incendios y / o explosiones, que agravan la inicial y así ocurre un accidente muchas veces más. En la vida cotidiana también, como también en incendios forestales, los principales accidentes de incendio comienzan con un pequeño charco de fuego (Abbasi et al., 2018; Cui et al., 2019; Blengini et al., 2017).

De acuerdo a Abbasi et al., (2018), debido a estas razones, una comprensión de los factores que puedan influenciar los incendios por charcos de fuego, y los mecanismos asociados, es esencial para idear estrategias para controlar y mitigar el desastre. En el IPC, se relatan estudios de casos de algunos de los principales accidentes de charcos de fuego, realiza un análisis de accidentes pasados y describe el mecanismo de incendios por charcos de fuego.

En la tabla 1.1 se muestran algunos ejemplos de grandes accidentes que han ocurrido a través de los años, cuyas pérdidas económicas

Tabla 1.1 Análisis histórico de los accidentes.

Fecha	Lugar/País	Sucesos	Pérdidas estimadas
26 de junio de 1971	Czechowice Dziedzice/ Polonia	Un rayo golpeó uno de los tanques de almacenamiento, causando que su techo colapsara y liberara combustible. Había cuatro tanques de petróleo crudo idénticos cerca. Después de un día, y a pesar de la lucha contra incendios, esfuerzos que en gran medida resultaron inútiles, el primer tanque explotó debido a la ignición de vapores inflamables dentro del tanque. La dispersión del fuego no se movió solo a toda el área de los cuatro tanques también ocurrió en el área de la refinería muy lejos de los bancos (Abbasi et al., 2018).	No se puede cuantificar
1 de junio de 1983	Newark, New Jersey/ Estados Unidos	Ignición de los vapores de gasolina que se habían formado debido a derrames de un tanque de techo flotante sobrecargado. Entonces iniciaron cuatro incendios. Aunque los diques contenían el derrame ardiente, dos contiguos tanques de techo flotante internos y un tanque de transmisión más pequeño	Causó daños por 10 millones de dólares al terminal y hasta 25 millones en reclamaciones legales por daños al material rodante ferroviario y propiedades adyacentes.

		todavía se incendiaron. Los tres fueron destruidos junto con 19100 kilolitros del producto (Abbasi et al., 2018).	
13 de noviembre de 1984	Compañía Nacional Pemex/ México	La capacidad total de almacenamiento en las instalaciones de PEMEX era de 16 mil metros cúbicos de gas licuado de petróleo distribuidos en 6 esferas y 48 cilindros de diferentes capacidades. El accidente inició debió a la ruptura de una tubería de 20 centímetros de diámetro que transportaba gas LP. Probablemente diez minutos después se originó un incendio, al encontrar el gas una chispa, generándose una serie de explosiones tipo BLEVE. La planta quedó totalmente destruida.	Se estiman pérdidas de hasta 244 millones de dólares.
21 de diciembre de 1985	Nápoles/ Italia	24 charcos de fuego comenzaron simultáneamente en tanques de almacenamiento de diesel y gasolina. Fueron provocados por una explosión de nube de vapor ocurrido como resultado del sobrellenado de un tanque de techo flotante. El charco se quemó durante 6 días en un área afectada de aproximadamente 49.000 m (Abbasi et al., 2018).	Aproximadamente 700 kilolitros de inflamables sostenidos. El daño ascendió a 51 millones de dólares.
25 de noviembre de 1990	Denver, Colorado/ Estados Unidos.	Se produjeron siete incendios en tanques de almacenamiento que contenía aproximadamente 61000 kilolitros de la alimentación por chorro. Se cree que los incendios de charcos de fuegos fueron iniciados por la ignición de la fuga de combustible de una bomba de alimentación operativa. El	30.6 millones de dólares

		<p>motor eléctrico para la bomba sirvió como fuente de ignición. Una tubería de suministro agrietada en el pozo de la válvula proporcionó combustible adicional para los incendios del charco de fuego. Alturas de la llama se observaron hasta de 100 m en el momento del accidente (Abbasi et al., 2018).</p>	
14 de septiembre de 1997	Estación de almacenamiento de Vishakhapatnam/ India.	<p>Fuga durante el llenado de un tanque de almacenamiento combustible que genera una nube de vapor que explota, provocando varias otras explosiones e incendia otros tanques a su alrededor. El gas licuado de petróleo se filtró durante varias horas sin ser detectado. Una gruesa manta de humo envolvió la ciudad portuaria resultando en 37 muertes, 100 lesiones (Abbasi et al., 2018; Chang y Lin, 2005; Nadan et al., 2018).</p>	pérdida de propiedad de 64 millones de dólares en 2002
16 de abril de 2003	Refinería Humber de ConocoPhillips, Glenpool / Estados Unidos.	<p>Durante la mañana, en la planta de gas saturado (SGP) estaba funcionando normalmente y la Sala de Control Central (CCR) informó un turno silencioso, sin alarmas que se muestran para el SGP. Una falla catastrófica de una sección de tubería en la SGP ocurrió en un codo justo aguas abajo de un punto de inyección de agua en gas en la línea aérea que transporta gas inflamable a alta presión se rompió liberando una gran nube que contenía alrededor del 90% de etano / propano / butano. Aproximadamente 20-30 segundos después, la nube</p>	<p>la compañía fue sentenciada en Grimsby Crown Court y fue multada £ 400,000 en cada cargo con costos de £ 218,854. También fueron multados con £ 20,000 por delitos sobre la legislación de sistemas de presión y £ 75,000 en relación con un incidente no conectado en otra parte; además de los gastos producidos por los días de parada de la producción de la planta y la restauración de casi la totalidad de su</p>

		de gas se encendió. Como resultado, se produjo una explosión masiva y un incendio. Quince minutos más tarde, hubo una nueva liberación, que se incendió dando como resultado una bola de fuego. El incendio se hizo mucho más grande (Health and Safety Executive, 2001; Abbasi et al., 2018).	equipamiento, con un costo total valorado en 2,35 millones de dólares.
diciembre de 2005	Depósito de Almacenamiento y Tránsito de petróleo de Buncefield/ Reino Unido.	Un accidente a gran escala donde ocurrió una serie de explosiones, que involucraron una gran proporción del sitio con una amplia gama de impactos. Aunque no hubo fatalidades o lesiones graves, 43 personas resultaron heridas y hubo daños significativos a propiedad, medio ambiente y negocios. El mayor contribuyente a los costos identificados por la Junta de Investigación de Incidentes Mayores fue el costo para el negocio como resultado de mayores costos operativos, pedidos reducidos, capacidad reducida para cumplir con los pedidos existentes y una falta de seguro adecuado para pequeñas empresas (Aldridge et al., 2015; Atkinson et al., 2015; Abbasi et al., 2018; Chamberlain et al., 2019).	Este costo para el negocio se estimó en base a en reclamaciones, a £ 625 millones (precios de 2008, equivalentes a £ 680 millones en la actualidad); es decir, 70% del total estimado costo del incidente. Los costos totales estimados de las pérdidas alcanzan cifras de 15 mil millones de dólares.
29 de octubre de 2009	Indian Oil Corporation (COI), Jaipur/ India	Se produjo una devastadora explosión de nube de vapor en un gran depósito de combustible que generó una explosión significativa que provocó la destrucción de la instalación y daños a los edificios cercanos, incluso	El COI estimó que la pérdida total del incendio y la explosión fue de aproximadamente INR 2800 millones (758 millones de dólares) (Lang et al., 2011)

		hasta 2 km de lejanía (Sharma et al., 2013).	
16 de junio de 2010	Puerto Dalian/ China	Ocurrió una ruptura inesperada en el oleoducto. La desulfuración en la nueva terminal de petróleo del puerto de Dalian dio lugar a un incendio grave y accidente de explosión. El petróleo crudo duró más de 15 h. La causa directa del accidente fue la fuga térmica iniciado por el aumento de la inestabilidad de la mezcla de agente desulfurante de petróleo crudo. Exceso de presión en el oleoducto provocó la explosión física, pero solo no fue suficiente para causar un daño grave. En consecuencia, 63000 toneladas de petróleo crudo se extendieron a lo largo del circuito de flujo, causando así una grave contaminación marina en un área de hasta 430 km ² . El accidente fue tan grave y catastrófico debido al efecto dominó provocado por la primera explosión (Han, 2010; Guo et al., 2013; Chen et al., 2016).	Las pérdidas directas de propiedad de este accidente alcanzaron hasta 35 millones de dólares, mientras que las pérdidas económicas indirectas, fueron difíciles de estimar.
25 de agosto de 2012	Refinería de Amuay/Venezuela	Fuga de gas de una bomba conectada a un tanque causó explosión y fuego que se extendió a otros 11 tanques. Murieron 41 personas y 80 con lesiones graves. Cerca de 3400 casas, restaurantes, escuelas y otras estructuras eran dañado o destruido El funcionamiento de la refinería se detuvo durante 6 días (Abbasi et al., 2018).	Se estiman pérdidas de 1,84 mil millones de dólares.
15 de agosto de 2015	Tianjin/ China	Dos terribles explosiones tuvieron lugar en el puerto de la ciudad china. Sus efectos	provocó pérdidas económicas de 6.866 millones de yuanes.

		<p>fueron devastadores: 173 muertos, de los cuales más de la mitad (95) eran bomberos, un número indeterminado de desaparecidos, casi 800 heridos (Chen y Wang, 2018).</p>	
<p>5 de junio de 2017</p>	<p>Linyi Jinyu Petrochemical Co/ China</p>	<p>El accidente fue provocado por la explosión de un tanque de gas licuado en una zona de carga en la planta de Linyi Jinyu Petrochemical Co. La detonación incendió varios tanques de almacenamiento de combustible en el sitio de la Zona Económica de Lingang en la ciudad de Linyi. Las zonas cercanas fueron evacuadas (Chen y Wang, 2018).</p>	<p>9 millones de dólares.</p>

Al analizar la tabla anterior se observa que la mayoría de los accidentes inician principalmente por fugas de gases que se convierten en nubes de vapor explosivas o derrames de líquidos formando charcos de fuego, lo que conlleva, en muchas ocasiones, a un efecto en escalado o dominó de mucha gravedad que puede ocasionar grandes daños ambientales, pérdidas humanas y económicas, estas últimas superan los millones de dólares, en las que están representadas las penalidades económicas impuestas por daños al medio ambiente y/o personal, pérdidas de producto o paralización temporal o total de la planta y la restauración total o parcial de los equipos dañados.

A criterio del autor, en industrias que manejan combustibles, dígase refinerías, estaciones de bombeo y/o almacenamiento, están expuestas a accidentes de gran magnitud. Muchos de estos accidentes pueden ser propiciados por condiciones naturales, fallas catastróficas de los equipos y del personal de la institución.

1.3 Herramientas metodológicas que permitan cuantificar el impacto económico de posibles accidentes provocados por incendios y explosiones.

En este epígrafe se estudian diferentes índices o metodologías de riesgo tecnológico que pueden determinar de forma cuantitativa los daños provocados en la industria los accidentes por incendios y explosión desde el punto de vista de impacto económico, específicamente los índices basados en la peligrosidad de las sustancias debido a que son estos los que se necesita conocer para desarrollar el método más eficiente posteriormente.

Según Carol, (2001) un índice es aquel cuyo valor numérico que pretende medir una característica determinada del objeto de un estudio, comparándolo con otros de referencia. Por tanto, un índice de riesgo tecnológico pretende evaluar el riesgo inherente de una instalación o proceso industrial, por comparación con otro considerado estándar, mediante el uso de unas listas de comprobación cuantificada y más o menos detallada según el índice utilizado. En algunos casos puede ser compuestos, obtenido a partir de otros de tipo parcial que valoran de forma independiente riesgos específicos de la instalación analizada (INSHT, 1995).

El análisis de riesgos mediante índices es una técnica muy difundida. Su principal característica es que permite obtener resultados semicuantitativos con mucha rapidez y con un conocimiento muy reducido de la instalación objeto de estudio (Carol, 2001; Casal et al., 2002).

Aunque los índices de riesgo no son una herramienta para la identificación de peligros, se aplican mediante la utilización de listas de comparación y éstas permiten identificar los factores de riesgo presentes en la instalación (Casal et al., 1996; Carol, 2001).

Su funcionamiento teórico genérico se basa en la definición del riesgo como esperanza numérica de la pérdida y los diversos índices, de una manera más o menos indirecta pretenden evaluar, mediante la estimación de parámetros, la magnitud del daño y su posible frecuencia (Carol, 2001).

Los índices de riesgo tecnológico según sus efectos se estructuran en tres grandes categorías fundamentales en función de su nivel de descripción de la realidad: índices basados en la definición matemática de riesgo, índices basados en la carga de fuego, índices basados en la peligrosidad de las sustancias químicas. Dentro de éstos últimos se contemplan aquellos índices desarrollados para evaluar el riesgo en instalaciones industriales con actividad química, y uso y mantenimiento de sustancias peligrosas (Carol, 2001). Para este tipo de índices se estudian los riesgos generalmente asociados a estas instalaciones, dígase incendios, explosiones, fugas o derrames e intoxicación.

El método *Instantaneous Fractional Annual Loss* (IFAL) fue publicado en 1979 por el *Insurance Technical Bureau*. Se basa en el cálculo de la pérdida anual esperada, expresada como fracción del total del valor de la planta evaluada, promediada durante un largo período de años, y suponiendo que durante ese período las condiciones de operación se mantengan constantes (Carol, 2001; Lees, 2012).

El método IFAL fue originalmente diseñado para clasificar los riesgos para los cuales los datos son demasiado escasos para ser útiles y se ha convertido en un riesgo herramienta de análisis con varias ventajas importantes: básicamente es un método cuantitativo y objetivo; calcula las pérdidas promedio a largo plazo de fuego y explosión, puede mostrar los efectos de los cambios de diseño, de proceso y medidas de prevención de pérdidas e incluye un método de evaluación de la gestión con la subjetividad práctica mínima (Whitehouse, 1995).

Por otro lado, Allen (2009), Carol (2001), Gupta (1997) y Ahmadi et al. (2016) afirman que el índice de incendio y explosión ha sido desarrollado por la empresa DOW y está ampliamente respaldado por el *American Institute of Chemical Engineers* (AIChE). Constituye un índice de riesgo exclusivo para incendios y explosiones, pero especialmente desarrollado para empresas químicas con un riesgo significativo.

AIChE, (1994) Gupta (1997) y Song y Wang (2013) definen que los objetivos del método son: cuantificar el daño esperado ocasionado por un incendio o una

explosión, identificar los equipos que generan el mayor riesgo potencial y facilitar a la gerencia de seguridad una priorización de las medidas a adoptar.

El índice de incendio y explosión (en adelante F&EI) ha sido ampliamente contrastado por la empresa Dow y empleado por muchas otras, particularmente aquellas susceptibles de generar accidentes graves. Sin embargo, se desconoce cuál ha sido el universo de estudio, el método y el rango de empresas y países analizado para el cálculo de los coeficientes (AIChE, 1994; Gupta, 1997).

El método F&EI de DOW, permite evaluar un índice de riesgo exclusivamente derivado de incendio y/o explosión en industrias del sector químico. Los coeficientes aportados para cada factor de riesgo no se justifican estadísticamente, y aunque se observan tendencias muy similares a las de los otros métodos analizados, lo cierto es que los pesos relativos atribuidos en unos y en otros no se corresponden (AIChE, 1994)

El índice DOW, de manera similar, se puede actualizar con insumos frescos. Algunos países en desarrollo con poblaciones de mayor densidad pueden entonces escalar valores para sus situaciones específicas. Basado en el valor F&E, la intensidad de la temperatura, las radiaciones y las sobrepresiones de explosión pueden ser aproximada con la ayuda de los datos históricos. Esta ayudará de una manera más definitiva en su determinación de las causalidades esperadas, así como las medidas exactas a tomar por adelantado para minimizar, por ejemplo, lucha contra incendios, montaje, explosión de paredes contra explosiones, entre otras. Los ejemplos actuales deben ser revisados y su número debe ser aumentado en gran medida. Uno de los ejemplos más detallados y completos sobre el uso del índice DOW se muestran en otras situaciones tal es el caso de la oxidación de propano, en donde el relleno del formulario F&E había sido demostrado mediante seis de las unidades de fabricación, a saber: área de reacción, absorbedor de alcohol, recuperación de propano, separación de alcohol, almacenamiento de propano, almacenamiento de alcohol. Éstas son bastante instructivas. El Índice DOW, basado en la experiencia de los países desarrollados pero cada vez más utilizados en todo el mundo, asume que la formación, experiencia, actitudes de

gestión y personal hacia el trabajo y la seguridad, disponibilidad de fondos puede ser modificado para la situación (ALChE, 1994; Gupta, 1997; Manan, Suardin, Sam, 2006).

El F&EI añade posteriormente unas consideraciones adicionales que permiten estimar el importe de los daños materiales originados por un accidente y la pérdida de beneficios derivada de la paralización de las instalaciones. Con ello se convierte en una herramienta básica para la gerencia de riesgos (AIChE, 1994).

Contrariamente a lo que sucedía con los métodos de aplicación general, el F&EI no contempla el peligro para las personas ni las condiciones de evacuación (AIChE, 1994).

El ALChE desarrolló en colaboración con la Compañía DOW, una Guía de F&EI, que se ha convertido en una referencia estándar en numerosos países para evaluar los posibles peligros por incendio y explosión. En la industria de procesos químicos su uso también se está extendiendo a los países en desarrollo por su carácter internacional de grandes proyectos que involucran financiación multinacional, así como las licencias de tecnología, diseño, fabricación, puesta en marcha y / o formación por parte de empresas extranjeras porque el índice DOW proporciona medios comunes de evaluación (ALChE, 1994; Gupta, 1997).

Como limitaciones más destacables se indican la no consideración de los incendios exógenos ni la propagación de un incendio a plantas vecinas (efectos dominó). Tampoco se hacen consideraciones relevantes con relación al riesgo de contaminación ambiental por escapes, fugas o generación de atmósferas tóxicas. La estimación de las consecuencias de una fuga se deja a criterio del analista y se renuncia a la aplicación de algún modelo de dispersión o técnica equivalente más objetiva (Gupta, 1997).

Como gran ventaja destaca el hecho de que el método ha venido aplicándose durante decenas de años con un resultado práctico que ha permitido su revisión y puesta al día (Gupta, 1997).

El índice Mond fue desarrollado por *Imperial Chemical Industries* (ICI) y la primera versión apareció en el año 1979. La exposición que se hace a continuación se basa en la segunda edición del método, publicada por ICI en 1985 (ICI, 1985).

Es un índice de riesgo de incendio y explosión aplicable a industrias de proceso de gran capacidad productiva. Sin embargo, la toxicidad de los materiales involucrados o de los que posiblemente se generen en un accidente, es contemplada únicamente como un factor agravante en las tareas de control y limitación de la incidencia y no como un posible riesgo en sí mismo (Carol, 2001).

La aplicación del método, a diferencia de los anteriores, es iterativa, por cuanto en primer lugar se divide la instalación objeto de estudio en unidades de proceso, se describen los materiales determinantes en el riesgo y se evalúa el peor caso. Una vez obtenido un primer resultado, se corrige con la modificación de los índices más determinantes (si ello es razonable) y por último se modifican los valores obtenidos mediante la aplicación de unos factores correctores que tienen en consideración aquellos aspectos que minimizan el riesgo, igual que se hacía en el método DOW (Carol, 2001).

El método no se complementa con cálculos sobre la pérdida de beneficios, el área afectada o los días de paralización. Sin embargo, se subdivide en varios factores indicadores de riesgos parciales, calculando las pérdidas de explosión e incendio por separado (Carol, 2001).

Resulta interesante destacar que hay unas semejanzas evidentes con el método DOW, en especial en lo que a los factores considerados se refiere. Sin embargo, la evaluación del índice de riesgo no se limita al producto de unos factores por otros, sino que introduce en la fórmula de cálculo exponentes fraccionarios y correcciones por temperatura o presión. No obstante, se desconocen las bases de cálculo utilizadas para el ajuste de los coeficientes, así como los casos estudiados para la obtención de los valores calculados (Carol, 2001).

El Índice de Mond en una guía más elaborada, explica varias características adicionales y también se puede utilizar para estimar los efectos de las variaciones

o medidas preventivas y de seguridad. Aunque puede apreciarse algunas similitudes evidentes con el método de DOW. Los factores estudiados son casi los mismos y los pesos relativos asignados guardan una relación importante. El método de Mond constituye un desarrollo del F&EI de DOW que amplía el resultado aportando índices parciales para el incendio, la explosión aérea o la que se produce en situaciones de confinamiento (Gupta, 1997; Carol, 2001).

Como desventaja, no se contempla en lo absoluto otros riesgos presentes como derrames, fugas, contaminación de suelos y otros factores, y la estimación del área afectada no queda determinada (Carol, 2001).

El índice de la *Unión des Chambres Syndicales de l'Industrie du Petrole* (Método UCSIP) es un método desarrollado por la *Unión des Chambres Syndicales de l'Industrie du Petrole* en Francia. Sus objetivos son el análisis semicuantitativo de riesgos en términos de probabilidad y gravedad, que se integran en el cálculo del factor de seguridad. Se desarrolló para industrias petroleras, refinerías y plantas petroquímicas, aunque es de fácil adaptación a otras industrias del sector químico. Su compleja aplicación hace casi imposible su cálculo sin apoyo informático. Incluso en ocasiones es preferible abordar un análisis cuantitativo de riesgos completo (Carol, 2001). Frente a los otros métodos antes descritos, en más detallado, especialmente por lo que se refiere a la evaluación de las consecuencias.

El Índice de riesgo de procesos químicos (INSHT) es elaborados por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo, pretenden la evaluación sistemática de todos los riesgos (tecnológicos y laborales) presentes en las plantas de tipo químico (por separado), con un enfoque muy similar al de los métodos específicos descritos anteriormente y sin embargo con aportaciones muy significativas en cuanto a las hojas de trabajo y la parametrización de los factores de riesgo (INSHT, 1995).

El INSHT es un método desarrollados específicamente para plantas de tipo químico. Sin embargo, no se limita a la evaluación de un índice de riesgo de incendio y/o explosión, sino que contempla una larga relación de peligros, incluidos los relacionados con el área de higiene y condiciones de salud laboral. En este sentido

resulta muy útil para valorar riesgos toxicológicos o de accidentes graves no necesariamente de incendio (Carol, 2001).

Su aplicación requiere de un conocimiento especialmente detallado del riesgo analizado y de las condiciones de trabajo del mismo. También, se apoya de forma significativa y evidente en conceptos tratados por el índice de Mond y DOW, pero aportando criterios adaptados a otras normativas, por lo que permite la evaluación de la adecuación a normas de forma bastantes sencillas (Carol, 2001).

El Índice Chemical Exposure Index de DOW (CEI) tuvo la primera versión de este método en 1986 por DOW y contempla el riesgo de exposición a contaminantes químicos derivado de un accidente tecnológico agudo. Por lo tanto, no es un índice de riesgo de incendio como los anteriores y, en principio, si exclusivo para aplicar en industrias químicas o que manipulen sustancias tóxicas o peligrosas. No evalúa las probabilidades de ocurrencia del suceso y no valora la mayor o menor peligrosidad intrínseca del proceso, sino que únicamente estima la peligrosidad de manipular una sustancia peligrosa en un área determinada (Carol, 2001).

Para valorar el impacto de una fuga accidental, se consideran en el CEI cinco parámetros fundamentales: toxicidad, cantidad de materia emitida a la atmósfera, distancia al área sensible a la fuga, peso molecular de la sustancia y otras variables que influyen en la magnitud del daño (Carol, 2001).

Según Carol, (2001) y Gupta, (1997) pese a que los resultados obtenidos de la aplicación del índice se consideran buenos, se apuntan unas limitaciones importantes que han motivado la revisión del mismo. Por una parte, la selección de los escenarios era inconsistente de una planta a otra, provocando resultados totalmente dispares en instalaciones muy similares. Por otra, la poca sensibilidad del método a la descripción de la propia planta implica que la incorporación de medidas correctoras queda incorrectamente reflejada en la disminución del índice CEI.

A criterio del autor la herramienta más aceptada para evaluar el impacto económico de accidentes provocados por incendios y explosiones es el Índice de Incendio y

Explosión de Dow, porque este solamente contempla las pérdidas causadas por incendio y explosiones, además, los otros métodos presentan algunas limitaciones: el método IFAL es ideal pero las condiciones de diseño de una planta, que no es el caso de este trabajo; el método de Mond no se complementa con cálculos sobre la pérdida de beneficios, el área afectada o los días de paralización, el método UCSIP necesita para su aplicación el apoyo de soportes informáticos avanzados debido a la complejidad matemática que presenta y el índice CEI de Dow únicamente estima la peligrosidad de manipular una sustancia peligrosa en un área determinada.

1.4 Conclusiones parciales

1. En los procesos de almacenamiento de combustibles los escenarios relacionados a incendios y/o explosiones que se manifiestan en la industria petrolera son: charco de fuego, nube de vapor inflamable, nube de vapor explosiva y el borbollón.
2. El análisis histórico de los accidentes provocados por incendios y explosiones da una idea previa de los posteriores daños que se puedan producir en plantas de igual construcción y funcionamiento.
3. El índice de riesgo tecnológico más utilizado para cuantificar los daños económicos de accidentes de incendio y explosión es el Índice DOW.

Capítulo II: Materiales y métodos

En el presente capítulo se propone realizar una modificación al Índice de incendio y explosión de DOW, en el cual se tendrá en cuenta la ocurrencia de el efecto continuado de los accidentes, basado en el análisis histórico. Parte de la metodología modificada se determina como lo enuncia la Guía original de DOW, dígase la selección de las unidades de proceso, factor material y la determinación de los factores de peligrosidad y bonificación.

Esta propuesta consta de cinco etapas fundamentales:

1. Etapa 1: Aplicación de la metodología original del DOW.
2. Etapa 2: Determinación del alcance de los escenarios de incendio y explosión.
3. Etapa 3: Cuantificación de probabilidad de cada escenario de incendio y explosión.
4. Etapa 4: Determinación del nivel de ponderación para el DOW modificado propuesto.
5. Etapa 5: Comparación de los resultados del DOW original con respecto al propuesto.

Primeramente, se determina las pérdidas totales siguiendo paso a paso como lo indica el FEI original del DOW, para tener una referencia en la validación del FEI modificado. Se utiliza un *software* especializado en la simulación de posibles accidentes que puedan ocurrir dentro de una planta de procesamiento y manejo de sustancias inflamables para determinar el alcance de los escenarios por incendio y explosión. Se pondera, mediante diferentes técnicas y metodologías de la cuantificación de riesgo, la probabilidad de ocurrencia de accidentes a gran escala, desencadenados a partir de un accidente primario lo suficientemente devastador para causar el efecto dominó.

Por estas razones, en la figura 2.1 se muestra un esquema general que engloba todos los pasos a seguir para realizar la metodología, de acuerdo al objetivo principal de esta investigación.

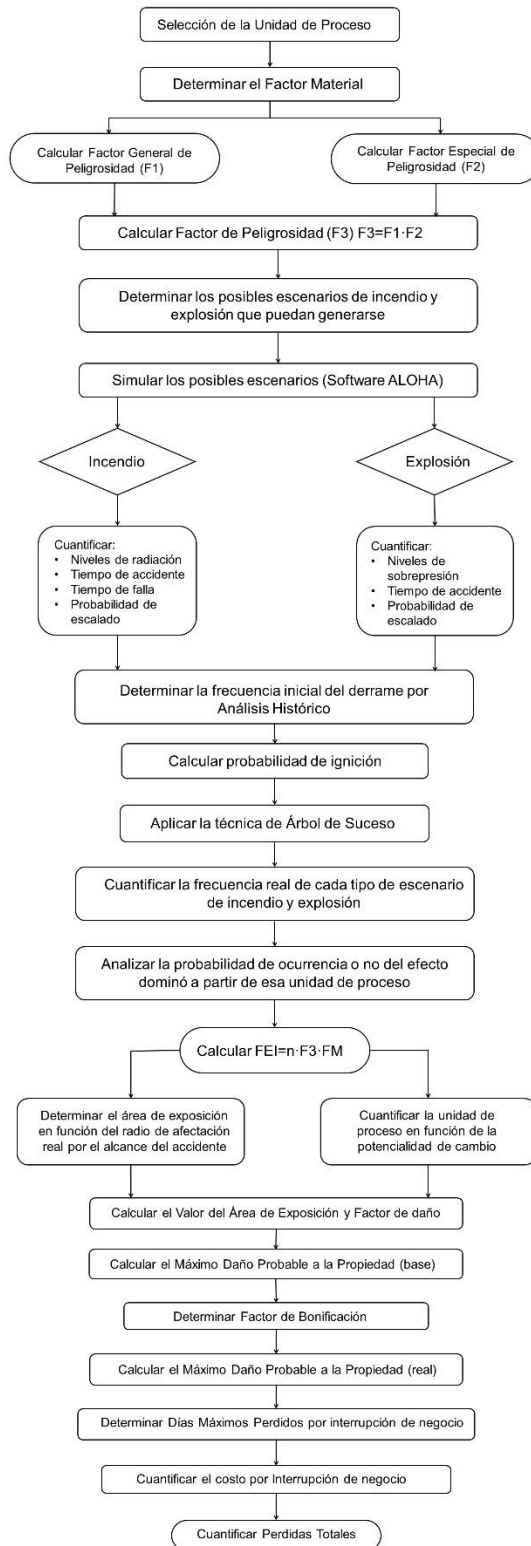


Figura 2.1 Esquema general de la metodología para el Índice DOW modificado

2.1 Descripción del proceso tecnológico en la UEB de Producción de la EPEP-Centro

La planta de procesamiento de crudo tiene por objetivo la aplicación de un tratamiento adecuado a los crudos provenientes de los pozos en producción, de forma tal que se alcancen los índices de calidad requeridos para posteriormente enviarlos por el Oleoducto Magistral hacia la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. En el anexo 1 se muestra la disposición de la planta.

Antes de la entrada a la Planta Procesadora de Crudo (PPC) al petróleo que se extrae de la planta se le adiciona nafta como solvente, utilizada como sustancia reductora de viscosidad, garantizando una mejor transportación del crudo por el oleoducto. El petróleo contiene una serie de impurezas que es necesario eliminar hasta alcanzar los límites establecidos, dentro de ellas el agua, donde se aplica el Tratamiento Termoquímico en etapas posteriores, con la aplicación de una sustancia desemulsionante para neutralizar la acción de las emulsiones y separar el agua del petróleo.

El crudo se recibe desde los centros colectores y/o desde los pozos aislados a través de los camiones cisternas hacia las Piscinas de Recepción de una capacidad de 120 m³ comunicadas entre sí.

Al crudo se le incrementa la temperatura desde la temperatura ambiente con la que llega hasta un máximo de 85°C por medio de unos intercambiadores en espiral. Este proceso de calentamiento garantiza una mejor separación de gas en los Separadores de la Segunda Etapa de Separación (SES) conocidos por las balas separadoras y en tanque 6.

La mezcla de gas y líquido entra a los separadores por un extremo donde parte del fluido de la mezcla es separada por la acción de la gravedad, puesto que las balas se encuentran a una altura de 17m, debido a la caída de velocidad, el tiempo de residencia y al proceso de turbulencia controlada.

El petróleo pasa por gravedad hacia el tanque 6, aunque puede pasar directamente hacia el tanque 14, o cualquier otro tanque de la planta en dependencia de las

necesidades. El gas separado es vendido a ENERGAS que lo utiliza, después de hacer los tratamientos pertinentes, para la generación de energía eléctrica.

Una vez en Tanque 6, se separa la mayor parte de gas que no se separa en la SES. Dicho tanque, consta con un sistema de calentamiento por serpentines de vapor para calentar el crudo y de una columna desgasificadora central en su interior por la que entra el crudo.

El crudo es bombeado del tanque 6 a los tanques de tratamiento estáticos de, 5 000 m³ (Tanques 15 y 16), 10 000 m³ (Tanque 7 y 8) y 20 000 m³ (Tanque 14), según los tanques en que se esté realizando el tratamiento por condiciones del proceso. Para comenzar el calentamiento es necesario que el nivel de petróleo sobrepase el nivel de los serpentines, entonces se suministra vapor a través de los serpentines para calentar el crudo hasta alcanzar temperaturas entre 75-90°C.

El agua libre, conjuntamente con el agua liberada producto de la ruptura de la emulsión agua-petróleo, sufre un proceso de decantación durante el llenado de los tanques que se completa durante el reposo de los mismos hasta alcanzar el 2% de BSW (parámetro requerido para la comercialización). Esa agua, depositada en el fondo de los tanques, es drenada por gravedad hacia el sistema de residuales de la instalación y comienza el trasiego del petróleo hacia la Estación Cabecera del Oleoducto (ECO).

En la ECO el crudo se almacena en los tanques de una capacidad 5 000 m³ (Tanques 101, 102, 103 y 104). Este es bombeado con las Bombas Booster hacia el colector de succión de las Bombas Magistrales a través de unos intercambiadores de calor de tubos y coraza de titanio donde existe la posibilidad de corregir la viscosidad del crudo hasta 1500 mm²/s (valor pactado para la venta). Las bombas magistrales a su vez impulsan el petróleo a través de oleoducto hasta la Estación de Rebombeo del Oleoducto Varadero-Matanzas (EROVM) o hasta la Empresa Comercializadora de Combustible de Matanzas (ECCM), en caso de que por algún motivo sea necesario sacar de servicio la EROVM.

En el anexo 2 se muestra las características de los equipos agrupados por áreas para facilitar el estudio de las mismas.

2.2 Etapa 1: Aplicación de la metodología original del Índice de DOW

El método F&EI de DOW permite evaluar un índice de riesgo exclusivamente derivado de incendio y/o explosión en industrias del sector químico (AIChE, 1994; Gupta, 1997). Los coeficientes aportados para cada factor de riesgo no se justifican estadísticamente, y aunque se observan tendencias muy similares a las de los otros métodos analizados, lo cierto es que los pesos relativos atribuidos en unos y en otros no se corresponden.

Es por esta razón que tiene como objetivos principales:

1. Cuantificar los daños esperados de fuego, explosión e incidentes de reactividad potenciales en términos realísticos.
2. Identificar el equipamiento que estaría vinculado a la creación o escalado de un incidente.
3. Comunicar el riesgo potencial F&EI para la gestión.

Para aplicar el índice se necesita una documentación básica necesaria y ciertos datos de planta. En primer lugar, los planos de implementación para identificar las unidades de procesos y visualizar el área afectada una vez determinada, el diagrama de flujo.

Por otro lado, para cada unidad de proceso (U/P) se necesitará identificar las sustancias procesadas y sus principales parámetros como las propiedades físicas y químicas, dentro de esta última se encuentra el factor material. También es necesario los parámetros de operación y seteo de los equipos, y las cantidades retenidas de productos en las diferentes etapas del proceso.

El principal propósito del índice de DOW es hacer consciente al ingeniero de las pérdidas potenciales de cada área del proceso y ayudarlo a identificar las formas de disminuir la severidad y las pérdidas de dinero resultantes de incidentes potenciales en un forma eficiente y efectiva de costo.

La aplicación del método permite cuantificar numéricamente:

- Un nivel de riesgo, que se establece a través de un valor numérico denominado índice de incendio y explosión y que normalmente se sitúa en el

rango de 1-200 (rango que comprende diferentes calificativos de peligro, que van de ligero a severo).

- Un área de exposición, identificada con un círculo de radio proporcional al índice de incendio y explosión y que normalmente es en el rango 0 a 50m.
- El máximo daño probable, evaluado como costo económico del accidente, debido a la pérdida de instalaciones. Se evalúa como una fracción del costo de las instalaciones afectadas por el área de exposición.
- Los máximos días probables de indisponibilidad, desde el momento del accidente hasta el momento en que puede reanudarse la producción.
- El daño derivado de la pérdida de la producción, como producto de los días de indisponibilidad de la planta por el valor perdido de la producción. Se sugiere utilizar un factor multiplicador de 0,7 para tener en cuenta ciertos rendimientos de los costos fijos.

En el anexo 3 se muestra un esquema donde se resume la metodología de la guía original de DOW para la evaluación de accidentes de incendio y explosión.

2.2.1 Selección de las Unidades de Proceso a analizar y determinación del factor material

Una unidad de proceso se define como una parte mayor del equipamiento de proceso que puede llegar a ser un equipo en cuestión o una serie de equipos que tengan el mismo funcionamiento y condiciones de operación y que se encuentren cercanos entre sí.

Como primera etapa en el cálculo del F&EI se requiere el empleo de un procedimiento eficiente y lógico para determinar cuáles unidades de proceso deberían estudiarse. Existen factores importantes para la selección de las Unidades de Proceso, que incluyen la energía química potencial (factor material), cantidad de materiales peligrosos, densidad del capital, presión y temperatura de proceso, análisis histórico de problemas con resultados de incendio y explosión y las unidades críticas de la operación en la planta.

El factor material (MF) es una medida de la relación intrínseca de energía potencial liberada producto de un incendio o explosión por una combustión o reacción química. Se obtiene a partir de los índices NF y NR de la NFPA, que expresan inflamabilidad y reactividad respectivamente. El MF se puede encontrar en el Apéndice A del AIChE, (1994).

El factor material representa el peligro del material seleccionado a temperatura y presión ambientales. Si el material tiene una temperatura de destello menor que 60 °C, no se requiere un ajuste, ya que los peligros de inflamabilidad y reactividad ya están incluidos en el factor material. De lo contrario, se requiere el ajuste de temperatura usando AIChE, (1994).

2.2.2 Factores de peligrosidad en Unidades de Proceso: Factor general de peligrosidad y Factor especial de peligrosidad

Para el valor numérico del factor de peligrosidad se determina primero, calculando el Factor General y luego el Factor Especial de peligrosidad de proceso. Cada uno de ellos, contribuye al desarrollo o escalado de un incidente que puede causar un incendio o explosión.

- **Factor general de peligrosidad (F₁).**

Los peligros generales del proceso son factores que juegan un rol primario en la determinación de la magnitud de un incidente de pérdida. Para evaluar la exposición al riesgo de cada U/P realísticamente. Cada penalidad general de peligro para el proceso se debe aplicar bajo las condiciones de operación normal más peligrosas que deberían ocurrir durante la asociación de un factor material específico con las unidades de proceso que se analizan. Para obtener el valor del factor general de peligrosidad se comienzan a sumar los valores iniciando por un factor base de 1.

A. Reacciones químicas exotérmicas: Solo si el sistema es un reactor.

B. Procesos endotérmicos: Solo si el sistema es un reactor.

C. Manejo del material y transferencia: Se evalúa cuando hay posibilidad de incendio en la U/P durante el manejo, transferencia y almacenamiento de materiales.

D. Unidades de procesos interiores o encerradas: Se consideran unidades encerradas cuando la U/P se encuentra dentro de, al menos, 3 paredes y un techo o 4 paredes sin techo).

E. Acceso: Cada U/P debe tener, como requerimiento mínimo, 2 vías de acceso en caso de accidentes de incendio y explosión. Se considera severa cuando el área es cerrada.

F. Drenaje y control de derrames: Esta sección lista penalidades para condiciones de diseño que podrían causar largos derrames de líquido combustibles inflamables, que puedan ser retenidos alrededor o en equipos de procesos cercanos. Se aplica solo si el material de la U/P tiene una temperatura de destello inferior a 140°F o 60°C o si el material se procesa por encima de su temperatura de destello.

- **Factor especial de peligrosidad (F₂).**

Los peligros especiales del proceso son los factores que contribuyen primeramente a la probabilidad de un incidente de pérdida. Estos están compuestos de condiciones de proceso específicas que han provocado incidentes de incendio y explosión. Tal como sucede en el factor general de peligrosidad, se comienzan a sumar los valores de las penalidades partiendo del factor base 1 para obtener F₂.

A. Materiales tóxicos: Los materiales tóxicos pueden complicar la responsabilidad del personal de emergencia, de ese modo reducir, su habilidad para investigar o mitigar daños durante un incidente. Se usa $0,20 \times N_H$ como una penalidad. Para mezclas, se usa el componente con mayor N_H.

B. Presión sub-atmosférica: Se aplica si la presión absoluta es menor que 500 mm Hg.

C. Operación dentro o cerca del rango de inflamabilidad: Existen ciertas condiciones de operación que causan que entre aire al sistema. Esta puede provocar una mezcla inflamable y crear un peligro

D. Explosión de polvo: Se les aplicaran las sanciones pertinentes a las unidades que realicen operaciones con sustancias sólidas en forma de polvo.

E. Presión de alivio: Cuando la presión de operación es por encima de la atmosférica, se aplica una penalidad para los mayores flujos de escapes por una

presión más elevada en un evento de este tipo. Para determinar la penalidad apropiada, se consulta el anexo 4 y usar la presión de operación para determinar un valor de penalidad inicial.

F. Baja temperatura: Tiene en cuenta la posible fragilidad del acero al carbono u otros materiales que pueden ser expuestos a temperaturas iguales o inferiores a sus temperaturas de transición dúctil o frágil.

G. Cantidad de material inflamable e inestable: Considera la exposición adicional a un área se incrementa tanto como cantidad de materiales inflamables e inestables hallan en la unidad de proceso. Hay tres categorías en esta sección, cada una evaluada por una curva de penalidad separada. Se aplica solo una penalidad para una sección entera, basada en el material que fue seleccionado en el factor material: Líquido o gases en proceso (anexo 5) y líquido o gases en almacenamiento fuera del área del proceso (anexo 6).

H. Corrosión y erosión: La velocidad de corrosión se considera como la suma de las velocidades de corrosión interna y externa, y se determinan las penalidades dependiendo a los valores de las velocidades de corrosión.

I. Escape por juntas y embalaje: Se consideran los escapes por juntas, empates en las juntas y embalajes, de materiales inflamables o combustibles, particularmente donde ocurren ciclos térmicos y de presión.

J. Uso del equipamiento incendiado: La presencia de este equipamiento añade probabilidad adicional de ignición, cuando los líquidos inflamables, vapores o combustibles se escapan. La penalidad puede aplicarse de una de las siguientes dos formas: primero, para equipos inflamables (ellos mismos están en la U/P) y segundo, a varias U/P en la vecindad de este equipamiento. La distancia en pies de un punto de escape probable en la U/P es la que se referencia en el anexo 7

K. Sistema de intercambio de calor con aceite o crudo caliente: Los fluidos de aceite caliente, se pueden quemar y por esta razón, se emplean por encima de su punto de destello o punto de ebullición, estos representan un peligro adicional en cualquier U/P que los emplee.

L. Equipos de rotación: Existe evidencia estadística que indica que las bombas y compresores de un cierto tamaño contribuyen a incidentes de pérdidas.

Una vez otorgada una penalidad a cada unidad de proceso, según sus características, se suman para obtener un único valor de F_1 y F_2 por unidad. Luego, se multiplican entre sí para obtener el Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F_3).

El factor F_3 , el cual presenta un rango normal de 1 a 8, se emplea para determinar el Índice de Incendio y Explosión, junto con el factor de daño de la figura 8. Cuando las penalidades se aplican correctamente a varios peligros de proceso, F_3 normalmente no excede de 8,0. Si se obtiene un valor mayor, se usa un máximo de 8,0.

2.2.3 Determinación del Índice de Incendio y Explosión.

Los efectos de un incendio y/o de una explosión, seguidos del escape de un material inflamable y su ignición se categorizan atendiendo a las causas inmediatas como la onda de choque o deflagración, exposición al incendio desde el escape original, escapes de combustibles como eventos secundarios y el impacto de misiles sobre tuberías y equipamientos desde una explosión de un ataque.

El Índice de Incendio y Explosión es el producto del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F_3) y el factor material (MF). El F&EI se relaciona al radio de exposición según AIChE, (1994).

En el anexo 8 se muestra el grado de severidad que alcanzan las unidades de proceso dependiendo del valor resultante de FEI.

2.2.4 Factores de bonificación en el control de pérdidas

Existen ciertas situaciones de pérdida de control que se conocen por registros. Estas experiencias permiten prevenir incidentes serios y reducir la probabilidad y magnitud de un incidente en particular. Existen tres categorías de características de control de pérdidas: Control del proceso (C_1), aislamiento del material (C_2) y Protección contra incendios (C_3).

Se les otorgan valores a los factores de bonificación de forma tal que sea apropiado para cada ocasión o situación. Se debe tener en cuenta que estos resultados se

multiplican, por lo que, si no existe un factor de bonificación se introduce 1 para cumplir con este criterio, así el producto no será afectado.

- **Factor de bonificación por control del proceso (C₁)**

a. Poder de emergencia: Esta bonificación se da para la previsión de poder de emergencia para servicios esenciales con cambios automáticos del estado normal al de emergencia. Se aplica solo si es relevante el control de un incidente en la U/P específica que se está evaluando.

b. Enfriamiento: Depende de las capacidades del sistema de enfriamiento en las U/P.

c. Control de explosión: Depende de los sistemas con la que cuentan las U/P para contener la sobrepresión o supresión de explosión instalados sobre polvo o equipos diseñados para contener una deflagración.

d. Parada de emergencia: Depende de la capacidad del sistema, (ya sea por sistemas de redundancia o para equipos de rotación críticos como los compresores, turbinas, ventiladores) de activar la parada del proceso o U/P en condiciones anormales o emergencia.

e. Control computarizado: Se le otorga valores dependiendo del grado de automatización del proceso.

f. Gas inerte: La U/P obtiene bonificación en este aspecto si esta contiene vapores inflamables, y se utiliza gas inerte continuamente o si el sistema de gas inerte tiene la suficiente capacidad de purgar el volumen total de la unidad automáticamente.

g. Instrucciones o procedimientos de operación: Si existen instrucciones adecuadas escritas para el operador y/o documentos de operación de disciplina que considere ciertas situaciones dentro del proceso como la puesta en marcha, paradas rutinarias, operación a baja capacidad, entre otros factores y que puedan afectar al mismo, entonces se les otorgaran bonificaciones acordes a estos requisitos.

Para obtener un factor de crédito en este punto, se añaden todos los puntos para condiciones que tengan instrucciones de operación. Los puntos totales se representan por X tal como lo muestra la ecuación 2.1

$$Credito_g = 1,0 - \frac{X}{150} \quad (2.1)$$

h. Revisión sobre químicos reactivos: En caso de que la instalación maneje productos reactivos, se debe tener una documentación actualizada y ofrecer orientaciones para este tipo de sustancias (como requerimiento mínimo), incluyendo cambios y almacenamientos de dichos químicos

i. Otros análisis de peligrosidad del proceso: Herramientas para el análisis de peligrosidad del proceso pueden ser, además, utilizadas para la evaluación del F&EI. Estas incluyen la evaluación cuantitativa de riesgos (QRA), los análisis de consecuencias detalladas, los análisis de árbol de falla, los estudios de peligro y operabilidad (HAZOP), los modos de fallas y los análisis de efectos (FMEA), y otros.

- **Factor de bonificación por aislamiento del material (C₂)**

a. Válvulas de control remotas. Depende de la forma de operar las válvulas en caso de emergencia y de la cercanía de estas a la U/P afectada.

b. Depósito trasvase para emergencia o venteos conducidos: Debe existir un depósito de trasvase de emergencia que pueda usarse directamente con la ventilación adecuada para poder valorar las bonificaciones en aspecto.

c. Drenajes: Para quitar un derrame grande proveniente de una U/P, se considera necesario proveer de una pendiente de al menos un 2% con respecto al drenaje de un tamaño adecuado.

d. Sistema de bloqueo que impide el flujo incorrecto que podría dar reacciones indeseables.

- **Factor de bonificación por protección contra incendio.**

a. Detección de la fuga: Se necesita detectores de gases se han instalado con una alarma solamente en el área de la planta o que este sistema active un programa protección antes de que se alcance el límite inferior de inflamabilidad.

- b. Acero estructural:** El tiempo de duración de una aplicación de un recubrimiento ignífugo se relaciona con la cantidad de combustible en el área y el diseño del drenaje.
- c. Agua contra incendios:** Debe existir una reserva de agua que garantice un período de 4 horas. Menos de 4 horas solo se acepta para operaciones de peligrosidad baja.
- d. Sistemas especiales:** Los sistemas especiales, incluyen el CO₂, el halón, los detectores de humo y de llamas y las paredes contra onda expansiva o cubículos.
- e. Sistemas de rociadores:** Estos sistemas de alivio, reciben el mínimo crédito, porque muchos sistemas tienen varios componentes, solo uno de los cuales fallaría completamente o parcialmente, produciendo un efecto negativo en la operación e ineficiencia del sistema.
- f. Cortinas de agua:** El uso de cortinas de agua automatizado entre una fuente de ignición y un área de escape de vapor potencial puede ser efectiva para reducir la ignición potencial de la nube de vapor.
- g. Espuma:** El crédito otorgado depende del tipo de sistema de espuma que se utiliza para neutralizar un accidente de incendio
- h. Extintores portátiles y monitores**
- i. Protección de cables:** Los cables instrumentales y eléctricos son muy vulnerables a una exposición al calor en caso de incendio.

Al obtener el valor numérico de las tres categorías anteriormente mencionadas se multiplican y el producto obtenido constituye el Factor de Bonificación por control de pérdida para la Unidad de Proceso.

2.2.5 Radio y área de exposición

Al multiplicar el valor de FEI anteriormente determinado por un factor de 0,84 se obtiene una magnitud denominada radio de exposición. Cuando la unidad evaluada es un equipo considerablemente pequeño, se considera que el radio de exposición comienza desde el centro de la unidad en cuestión.

Según AIChE (1994), el área que contiene equipos que pueden estar expuestos a un incendio o explosión alrededor de cada unidad de proceso, definida por un radio de exposición, se denomina área de exposición y se halla según la ecuación 2.2

$$A = \pi \cdot R^2 \quad (2.2)$$

Para la evaluación del equipamiento que puede ser dañado por un fuego o explosión generado en el proceso, se debe considerar el volumen. El volumen es equivalente al volumen de un cilindro de los alrededores de la planta de la Unidad de Proceso.

2.2.6 Valor del área de exposición

El valor del área de exposición se obtiene partir del valor de reposición de la propiedad contenida en esta, incluyendo el inventario del material. La ecuación 2.3 muestra cómo se calcula dicho valor.

$$VAE = \text{Costo original del equipo} \cdot 0,82 \quad (2.3)$$

Donde, el costo original del equipo depende del costo del equipo y el costo del material que contiene. El costo de los equipos se determina por el *software* de estimación de costos propuesto por Turton, (2018) CapCost. El factor de 0,82 es definido por una parte del costo original que no está sujeta a la reposición, como el sitio de preparación, caminos, cimientos. Además, dentro del valor del área de exposición se tiene en cuenta el costo de reposición y del material de otra unidad de proceso que se encuentre dentro del radio de exposición.

2.2.7 Determinación del factor de daño

El factor de daño representa el efecto global del daño por incendio o explosión por el escape de un combustible de una unidad de proceso. Este se incrementa con el factor material y el factor de peligrosidad de 0,01 hasta 1,00.

El factor de daño se determina a partir del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F_3) y el factor material (MF) con el uso del anexo 9.

2.2.8 Determinación del Máximo Daño Probable a la Propiedad Base y actualizado

Con el área de exposición y su valor, y el factor de daño determinado, es necesario obtener un valor en dólares apropiado para cada unidad de proceso dentro de la misma. El MPPD base se obtiene multiplicando el VAE por el factor de daño. Esto da un resultado que se basa en las experiencias de pérdidas en muchos años de estudio. AIChE, (1994)

El factor de crédito de control de pérdidas se determina a partir del producto de los tres factores de bonificación. De este factor depende el máximo daño probable a la propiedad real o actualizado, que no es más que el producto con el MPPD base. Este producto representa el daño máximo a la propiedad que podría resultar en un incidente de magnitud razonable con un funcionamiento adecuado del proceso, no perfecto necesariamente.

2.2.9 Máximos días probables perdidos e interrupción de negocio

La determinación de los máximos días perdidos probables (MPDO) es una etapa necesaria en la evaluación de la potencial Interrupción del Negocio (BI) a partir de un incidente de pérdida. El impacto del costo por interrupción de negocio, a menudo, puede igualar o exceder al costo por daño a la propiedad, dependiendo de los niveles de inventario y de demanda de los productos. (AIChE, 1994)

Para obtener el valor del MPDO, es necesario haber determinado el Actual MPPD del área y entonces se refiere al anexo 10. El valor del Actual MPPD se da en dólares de 1986 según el anexo requerido, por lo que se necesita actualizar este valor.

El cálculo del valor de la interrupción del negocio (BI) se determina según la ecuación 2.4

$$BI = \frac{MPDO}{30} \cdot VPM \cdot 0,70 \quad (2.4)$$

Donde:

VPM: valor de la producción para un mes.

0,70 representa los costos fijos y ganancia.

El índice de fuego y explosión es una herramienta muy útil en la evaluación del riesgo y en la distribución de las nuevas plantas. Asegura la separación adecuada entre las Unidades de Proceso. Evalúa, además, el impacto potencial de un incendio o explosión en construcciones adyacentes y equipamientos.

2.3 Etapa 2: Determinación del alcance de los escenarios de incendio y explosión.

En este epígrafe se describe el proceso de simulación de los posibles escenarios de incendio y explosión, y las características particulares del *software* utilizado para las simulaciones.

Se emplea el *software* ALOHA, reconocido por el Ministerio de Ciencia Tecnología y Medio Ambiente de Cuba (CITMA) como el simulador más adecuado para expresar el comportamiento de accidentes tóxicos, de incendio y explosión, con uso ampliamente recomendado para la evaluación de consecuencias en el proceso de análisis de riesgos y con gran prestigio a nivel internacional (Orozco et al., 2019).

2.3.1 Características generales del *software* ALOHA.

ALOHA es el acrónimo que se emplea para designar el programa de Ubicaciones Zonales de Atmósferas Peligrosas. Este se ha diseñado para emplearlo por responsables de los servicios de emergencias ante accidentes químicos, así como para la planificación y entrenamiento ante situaciones de emergencia. Ha sido desarrollado conjuntamente por las agencias norteamericanas NOAA (*National Oceanic and Atmospheric Administration*) y EPA (*Environmental Protection Agency*). (*User's Manual ALOHA*, 2016).

Es capaz de estimar el movimiento y la dispersión de atmósferas de gases peligrosos (Modelo Gaussiano para gases ligeros que ascienden rápidamente, y el modelo de Degadis para gases densos que se dispersan a ras de suelo), así como la concentración del gas en la atmósfera, los valores de sobrepresión de una nube de vapor explosiva o el área de inflamabilidad de una nube de vapor inflamable. Además, resuelve problemas de manera rápida y presenta sus resultados de forma

gráfica, de tal forma que puede ser utilizado para dar respuestas a situaciones de emergencias, planificación e investigación de accidentes. (Márquez, 2016).

ALOHA muestra resultados poco fiables para las condiciones trabajo siguientes:

- Velocidades de viento muy bajas.
- Condiciones atmosféricas muy estables.
- Desigualdad de concentración cerca de la fuente de emisión del contaminante.
- Cambios de viento y efectos de conducción del terreno.

Además, no tiene en cuenta los efectos de: subproductos de incendios, explosiones y reacciones químicas, los procesos de deposición seca y húmeda sobre partículas sólidas o radioactivas, mezclas de compuestos químicos (no se modela), Supone que el terreno es plano alrededor del accidente y la trayectoria de los fragmentos peligrosos tras una explosión.

Aún con estas limitaciones, ALOHA ofrece una variedad de beneficios, pues permite modelar escapes químicos de cuatro tipos y fuentes de emisión: emisiones directas a la atmósfera, charcos o piscinas de compuestos químicos en evaporación, tanques y tuberías de gases.

2.3.2 Simulación de los posibles escenarios de incendio y explosión.

Para la simulación de los escenarios es necesario introducir los datos de las características de las unidades de proceso, propiedades del producto químico que almacena, condiciones climatológicas y la forma de descarga del producto. Algunas de estas características fueron mostradas en la tabla del anexo 2.

Una vez realizadas las operaciones anteriores, ALOHA ofrece resultados gráficos del alcance del accidente en un tiempo determinado, dependiendo de cómo ocurra el accidente:

- a) El compuesto químico vertido se dispersa y se forma una nube tóxica y no arde.
- b) El compuesto químico está ardiendo debido a alguna chispa ocurrida durante el accidente, y se forma un charco de fuego o un chorro de fuego.

- c) BLEVE, una explosión que formará una bola de fuego, mientras el producto restante se acumula en un charco que arde.

Cuando se modela un escenario de BLEVE, ALOHA asume que la totalidad o parte del compuesto químico liberado forma una bola de fuego, y la cantidad restante se acumula en un charco que está ardiendo, este dato se debe introducir o permitir la estimación del programa.

ALOHA brinda como resultado la velocidad promedio de descarga durante el accidente. Se dibujan zonas de riesgo que representan el área en cuyo interior la concentración a nivel del suelo de un gas contaminante excederá del Nivel de Preocupación (LOC: Level of concern) seleccionado por el usuario, después de iniciarse la descarga accidental. Este, se define como el valor umbral a partir del cual se considera que los seres vivos y bienes materiales dentro de dicha zona se encuentren en peligro. Ese peligro puede ser de varios tipos: toxicidad, inflamabilidad o riesgo de incendio, radiación térmica emitida por un incendio y sobrepresión de una nube de vapor que puede causar una explosión.

Si se eligen tres niveles de preocupación, ALOHA mostrará las zonas de preocupación en tres colores: rojo, naranja y amarillo. La zona roja representa el área de mayor peligro, y las zonas naranjas y amarillas las áreas de menor peligro respectivamente. En la tabla 2.1 se muestra los valores umbrales que limitan estas zonas de preocupación.

Tabla 2.1 Zonas de preocupación del programa ALOHA

Color de zona de preocupación	Radiación (kW/m ²)	Sobrepresión (psi)
Rojo	10	8,0 (55,16 kPa)
Naranja	5	3,5 (24,13 kPa)
Amarillo	2	1,0 (6,89 kPa)

2.4 Etapa 3: Cuantificación de la probabilidad de cada escenario de incendio y explosión y su escalado

En este epígrafe se explican diversas metodologías para hallar la frecuencia inicial del derrame por análisis histórico, la probabilidad de ignición, se aplica la técnica del árbol de sucesos y se determina la probabilidad de escalado.

2.4.1 Determinación de la frecuencia inicial de derrame

Para determinar la frecuencia inicial de derrame o fuga para cada unidad de proceso se realiza un análisis histórico de los accidentes ocurridos, de los últimos 10 años de explotación de la planta.

2.4.2 Determinación la probabilidad de ignición.

La probabilidad de ignición se refiere a la probabilidad de incendiarse algunos materiales inflamables después de su fuga. Su estimación es un paso clave en el análisis de riesgo cuantitativo (QRA) para instalaciones donde hay líquidos y gases inflamables que son almacenados o transportados.

La probabilidad de ignición según Changlon *et al.*, (2012) se determina a través de la ecuación 2.7 y no es más que la máxima de las probabilidades multiplicada por el factor de control.

- 1) Calcular la probabilidad de ignición debido al material derramado (P_{MP}) es necesario categorizar los materiales inflamables en función al manual BEVI mostradas en el anexo 11.
- 2) Calcular la probabilidad de ignición debido al flujo (P_Q) a partir de la ecuación logarítmica 2.5 y que está en función del flujo másico de la sustancia derramada.

$$\log P_{ign} = \log P_{ign.lower} + \frac{(\log Q - \log Q_{lower}) \cdot (\log P_{ign.upper} - \log P_{ign.lower})}{\log Q_{upper} - \log Q_{lower}} \quad (2.5)$$

Donde:

P_{ign} : probabilidad de ignición en función del flujo

$P_{ign.lower}$: probabilidad de ignición correspondiente al flujo inferior (0,001).

$P_{ign.upper}$: probabilidad de ignición correspondiente al flujo superior (0,13).

Q: flujo másico real de operación (kg/s).

Q_{lower} : Flujo másico inferior (kg/s)

Q_{upper} : Flujo másico superior (kg/s)

- 3) Calcular la probabilidad de ignición en función de la fuente y características de los alrededores (P_{IS}) según la ecuación 2.6.

$$P_{IS} = 1 - (1 - s^2) \cdot e^{-(0.015 \times s)t} \quad (2.6)$$

Donde:

S: es la probabilidad de ignición según la fuente en un minuto. Si la fuente de ignición es por un fallo eléctrico toma un valor de 0.8 y si es un incendio toma el valor de 1.
t: es el tiempo que dura el derrame en minutos.

- 1) Calcular el factor por el control de ignición (K_{IC}): se determina según el control que presenta la planta por clasificación. Se propone un factor de 0,25 para un control típicamente bueno en el área. En el **anexo 12** se muestran los diferentes valores del factor de control de ignición
- 2) Determinar la probabilidad de ignición P_{IP} que no es más que la máxima de las probabilidades anteriores multiplicada por el factor de control como se muestra en la ecuación.

$$P_{IP} = \text{máximo}(P_{MP}, P_Q, P_{IS}) \cdot K_{IC} \quad (2.7)$$

2.4.3 Determinación del valor de frecuencia para escenarios de incendio y explosión.

Con la probabilidad de ignición es posible determinar los valores máximos de frecuencia de los escenarios de incendio y explosión, aplicando la metodología del Árbol de sucesos

En estos árboles se analizan la funcionalidad y la falla de subsistemas de seguridad, teniendo en cuenta una lógica consecuente desde el suceso inicial; resultando en una estructura en forma de árbol, con las ramas de izquierda a derecha. Al asignarle la probabilidad a cada rama, se puede determinar luego de iniciarse el evento inicial la probabilidad de cada escenario posible, según el manual BEVI, (2009).

Para la confección de los árboles de eventos se siguen las etapas que se enumeran a continuación:

1. Identificar el evento iniciador que generalmente es un evento de fallo correspondiente al escape de un material peligroso.
2. Identificar el desarrollo del incidente.
3. Construir el árbol de eventos (este es construido de izquierda a derecha, donde en la rama superior se pone el evento afirmativo).
4. Clasificar los escenarios del incidente (se desarrolla el árbol hasta llegar a un accidente mayor o hasta llegar al escenario objetivo del análisis).
5. Estimar la posibilidad de ocurrencia de cada suceso.
6. Clasificar los resultados y determinar su probabilidad (la frecuencia de cada escenario se determina multiplicando la frecuencia del evento inicial por las probabilidades de cada rama hasta llegar al escenario).

2.4.4 Determinación de la probabilidad de escalado

Para la determinación de la probabilidad de escalado de accidentes se necesita primeramente simular los diferentes escenarios en ALOHA para obtener los valores de intensidad de la radiación y sobrepresión para cada uno de ellos.

Estas probabilidades son el resultado de la programación en *Matlab* los valores Probit que dependen de los valores de intensidad de radiación y sobrepresión que ofrece ALOHA.

Para el cálculo de las Probit se necesita conocer si el equipo analizado es atmosférico o presurizado y el posible escenario de accidente a producirse. Además, para el caso de incendios se debe calcular el tiempo de falla que depende del volumen del recipiente y las radiaciones recibidas, mientras que para las explosiones solo se requiere el valor de la sobrepresión, según Reniers y Cozzani (2013) y Mukhin *et al.*, (2017). En las tablas 2.2 y 2.3 se muestran las ecuaciones 2.9-2.17.

Tabla 2.2 Ecuaciones para la determinación de la probabilidad de escalado por Reniers y Cozzani (2013).

Escenario primario	Tipo de equipo	Modelos de probabilidad	Número de ecuación
Charco de fuego	Atmosférico	$\ln(ttf) = -1,13 \cdot \ln(I) - 2,667 \cdot 10^{-5} \cdot V + 9,877$	2.9
		$Y = 9,25 - 1,847 \cdot \ln\left(\frac{ttf}{60}\right)$	2.10
	Presurizado	$\ln(ttf) = -1,29 \cdot \ln(I) + 10,97 \cdot V^{0,026}$	2.11
		$Y = 9,25 - 1,847 \cdot \ln\left(\frac{ttf}{60}\right)$	2.12
VCE	Atmosférico	$Y = 18,96 + 2,46 \cdot \ln(Ps)$	2.13
	Presurizado	$Y = 42,44 + 4,33 \cdot \ln(Ps)$	2.14

ttf: tiempo de falla (s); I: intensidad de la radiación (kW/m²); V: volumen de la unidad secundaria (m³); Ps: pico de sobrepresión (Pa)

Tabla 2.3 Ecuaciones para la determinación de la probabilidad de escalado por Mukhin et al., (2017)

Escenario Primario	Tipo de equipo	Modelos de probabilidad	Número de Ecuación
VCE	Tanques atmosféricos	$Y = -15,79 + 2,02 \cdot \ln(\Delta P)$	2.15
	Intercambiadores de calor	$Y = -2.1,20 + 18,98 \cdot \ln(\Delta P)$	2.16
	Separador Horizontal	$Y = -88,88 + 8,79 \cdot \ln(\Delta P)$	2.17

ΔP : pico de sobrepresión (Pa).

2.5 Etapa 4: Determinación de los niveles de ponderación para el Índice de DOW modificado propuesto

En este epígrafe se determina las posibles unidades de proceso secundarias en los posibles accidentes y el valor del nivel de ponderación de las probabilidades, necesarios para la modificación del Índice de DOW.

Una de las limitaciones de Índice de DOW es la evaluación del efecto dominó en la ocurrencia de accidentes, como fue anteriormente abordado. Puesto que, para obtener el nuevo valor de FEI, asociado a un nivel de ponderación general (n), se

necesita determinar diez probabilidades referidas al escalado de accidentes. La ecuación 2.19 muestra cómo se calcula dicho valor de FEI.

$$FEI = n \cdot F_3 \cdot MF \quad (2.19)$$

Donde F_3 y MF son el factor de peligrosidad y el factor material para cada unidad de proceso, calculados según la guía original del DOW.

2.5.1 Determinación de las probabilidades involucradas en el nivel de ponderación general

Como se menciona anteriormente, es necesario determinar las probabilidades involucradas en la ocurrencia de accidentes para la determinación de n . Este depende de diez valores por cada unidad de proceso por individual.

- 1) Cantidad de unidades secundarias dentro del vector de daño y escalado por radiación (n_1 y n_2)

Los vectores de escalado se determinan una vez realizadas las simulaciones de los accidentes para cada unidad de proceso. Para ello se tiene en cuenta el tipo de escenario, así como la unidad de proceso que se estudia, siendo la intensidad de la radiación el correspondiente a los escenarios de incendio, específicamente BLEVE y charco de fuego.

Estos vectores se obtienen a partir de las distancias entre la unidad que se analiza con respecto al resto de las unidades y dependen en gran medida de su magnitud y dimensión. Su obtención es crucial dentro del análisis, pues determinan el alcance que tiene el evento en un punto dado y por ende la afectación del accidente sobre el resto de los equipos, las personas y el medio ambiente. (Reniers y Cozzani, 2013)

Para definir las posibles unidades secundarias se realiza una comparación de los diferentes vectores de escaldos obtenidos con los valores umbrales establecidos por Reniers y Cozzani (2013) que se muestran en la tabla 2.4.

Tabla 2.4 Valores umbrales de daño y escalado por radiación

Escenario	Vector de escalado	Equipo	Umbral de daño	Umbral de escalado
Bola de fuego	Intensidad de la radiación	Atmosférico	$I > 100 \text{ kW/m}^2$	$I > 100 \text{ kW/m}^2$
		Presurizado	Daño improbable	Escalado poco probable
Charco de fuego	Intensidad de la radiación	Atmosférico	$I > 15 \text{ kW/m}^2$	$I > 15 \text{ kW/m}^2$
		Presurizado	$I > 45 \text{ kW/m}^2$	$I > 45 \text{ kW/m}^2$

2) Cantidad de unidades secundarias dentro del vector de daño y escalado por sobrepresión (n_3 y n_4)

La cantidad de unidades de proceso secundarias dentro del vector de daño y escalado por sobrepresión se determina de igual manera que la cantidad de unidades secundarias dentro del vector de daño y escalado por radiación, pero esta vez teniendo en cuenta la sobrepresión que emerge la explosión de una nube de vapor (VCE)

Los valores umbrales para sobrepresión están establecidos también por Reniers y Cozzani (2013). Tales valores se muestran en la tabla 2.5

Tabla 2.5 Valores umbrales de daño y escalado por sobrepresión

Escenario	Vector de escalado	Equipo	Umbral de daño	Umbral de escalado
VCE	Sobrepresión	Atmosférico	$P > 7 \text{ kPa}$	$P > 22 \text{ kPa}$
		Presurizado	$P > 20 \text{ kPa}$	$P > 20 \text{ kPa}$

Entonces, ¿cuántas unidades posibles secundarias se encuentran dentro de los niveles umbrales de daño y escalado para radiación y sobrepresión?

Teniendo en cuenta los valores umbrales de daño y escalado por radiación y sobrepresión, se determina un radio de afectación, indistintamente. Este radio no es más que la distancia máxima donde es posible obtener dichos valores. Se compara la distancia obtenida con la real y todas las unidades de proceso que estén a menos o dentro de la misma, se consideran las unidades de proceso secundarias.

3) Probabilidad relativa de la ocurrencia del escalado de accidentes según Reniers y Cozzani (2013) (n_5)

La determinación de la frecuencia de las posibles cadenas que puedan desencadenar un accidente en cualquiera de las unidades de proceso primarias, se basa en lo planteado por Reniers y Cozzani (2013), sobre el árbol de eventos de probabilidad relativa. El árbol de probabilidad relativa se muestra en el anexo 13

¿Qué escenarios pueden ocurrir a un primer nivel de escalado para un accidente primario en esa unidad de proceso?

Según lo planteado, en las ramas del árbol se indican los diferentes escenarios de accidentes. La aplicación de un simple procedimiento estadístico dio la probabilidad relativa de ocurrencia de cada secuencia. El número de accidentes y la probabilidad relativa de ocurrencia (en se muestran corchetes) para cada rama con respecto al nivel inmediatamente superior. Los valores al final de cada rama representan la probabilidad general de ocurrencia de la secuencia específica de accidentes en relación con todos los eventos posibles. Los eventos principales fueron el fuego y explosión. Se tiene en cuenta para la determinación de las posibles cadenas el tipo de accidente primario y la sustancia que almacena o procesa que pueda generar dicho accidente.

4) Frecuencia inicial del derrame basado en análisis histórico (n_6)

¿Cuál es el valor de frecuencia (a^{-1}) de derrame o fuga para esa unidad de proceso según el análisis histórico?

Para la determinación de la frecuencia inicial del derrame se basa en el procedimiento descrito en el epígrafe 2.4.1. Se refleja en el resultado final por unidad de proceso la suma de derrames y fugas para aquellas unidades de proceso que operen con petróleo y sulfuro de hidrógeno.

5) Probabilidad de ignición (n_7)

¿Cuál es la probabilidad de ignición teniendo en cuenta el control de proceso?

La probabilidad de ignición se determina según la metodología de Changlon *et al.* (2012), descrita en el epígrafe 2.4.2.

6) Mayor valor de frecuencia para escenario de incendio y explosión (n_8 y n_9)

El mayor valor de frecuencia para escenario de incendio y explosión se determina por el método del Árbol de suceso descrito en el epígrafe 2.4.3 individualmente.

Pero, ¿cuál es el mayor valor de frecuencia (a^{-1}) de cada escenario posible para cada unidad de proceso?

El árbol de sucesos ofrece distintas ramas representando un accidente inicial. Cada rama muestra un valor de probabilidad y se le debe asignar al inicio del árbol el resultado de la frecuencia de derrame o fuga, indistintamente, según sea la sustancia. El resultado propuesto es el obtenido por la rama de probabilidad de ignición directa para los escenarios de incendio y explosión. En el caso de las unidades de proceso que operan con dos sustancias, líquido y gas, se selecciona la frecuencia obtenida por ignición directa de explosión de la nube de vapor por ser el sulfuro de hidrógeno más propenso a desencadenar este tipo de escenario.

7) Probabilidad promedio de los escenarios simulados en el software ALOHA

En el epígrafe 2.4.4 se explica cómo se obtienen los resultados de las probabilidades de cada uno de los escenarios para las unidades de proceso primarias con respecto a las secundarias por la programación en *Matlab* de las ecuaciones Probit de Reniers y Cozzani, (2013) y Mukhin *et al.*, (2017)

Por tanto, ¿cuál es el valor de probabilidad de escalado promedio de esa unidad de proceso primaria respecto a las posibles unidades secundarias?

Se realiza un promedio de las probabilidades de escalado teniendo en cuenta solamente las resultantes a las posibles unidades de proceso seleccionadas al inicio de este epígrafe, dígase la cantidad de unidades secundarias dentro del vector de daño y escalado por radiación y sobrepresión.

2.5.2 Determinación del nivel de ponderación general

Después de haber determinado cada una de las probabilidades que intervienen en el nivel de ponderación general, se determina su valor utilizando la ecuación 2.20 elaborada a partir en función del criterio de expertos reflejado en la literatura especializada. Se aplica para cada unidad de proceso por individual.

$$n = \frac{f_1 \cdot n_1}{n_T - 1} + \frac{f_2 \cdot n_2}{n_T - 1} + \frac{f_3 \cdot n_3}{n_T - 1} + \frac{f_4 \cdot n_4}{n_T - 1} + f_5 \cdot n_5 + f_6 \cdot n_6 + f_7 \cdot n_7 + f_8 \cdot n_8 + f_9 \cdot n_9 + f_{10} \cdot n_{10} \quad (2.20)$$

Donde:

f_i es el factor de ponderación correspondiente al nivel de ponderación n_i

n_T es la cantidad de unidades de procesos totales del área

2.6 Etapa 5: Comparación de los resultados del DOW original con el propuesto

En esta etapa se propone una comparación de los resultados obtenidos por las dos metodologías desarrolladas. Dicha comparación se realiza para poder apreciar las consecuencias del efecto dominó sobre la ocurrencia de los accidentes, con respecto al Índice de DOW original (ya que este no tiene en cuenta el efecto dominó), en cuanto a impacto económico se refiere. Se analiza la credibilidad de los mismos según las condiciones específicas del área y el criterio de expertos con el fin de validar el propuesto Índice de DOW modificado. Además, se plantea una nueva clasificación para el rango de peligrosidad que ofrece el DOW. Las clasificaciones se muestran en la tabla 2.8.

Tabla 2.8 Grado de peligrosidad propuesto para el DOW modificado

Rango	Grado de Peligrosidad
1-60	Ligero
61-96	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Intenso
159-300	Severo
300-superior	Catastrófico

Esta nueva clasificación está en concordancia con lo planteado en la literatura especializada por Casal et al., (2012); Reniers y Cozzani, (2013) y Dueñas, (2020).

Capítulo III: Análisis de resultados

En el presente capítulo se muestran los diferentes resultados referidos a la aplicación del Índice de DOW, original y modificado, de incendio y explosión en la Planta Procesadora de Crudo (Batería Central). Primeramente, se explica la selección de las unidades de proceso y los factores de peligrosidad en función de la lista de chequeo realizada en la planta. Se valúan los factores de bonificación para cada unidad de proceso establecida. Al calcular el Índice de Incendio Y Explosión (FEI), se determina el radio y el área de exposición, para así estimar las pérdidas totales, teniendo en cuenta los días de paralización de la producción y los máximos días probables perdidos por concepto de incendio y explosión. Luego, se aplican las modificaciones propuestas, obteniendo un nuevo valor de FEI basado en una serie de probabilidades de escalado de un accidente. Con este valor se determina un nuevo radio y área de exposición, obteniendo nuevas pérdidas totales reales. Finalmente, se compara ambos resultados con el objetivo de validar el Índice de DOW modificado.

3.1 Resultados y análisis de la aplicación de Índice de Dow

En este epígrafe se muestran los resultados obtenidos en la aplicación del Índice de Dow: selección de las unidades de proceso y factor material, determinación de los factores de penalización y bonificación, radio y área de exposición y pérdidas totales. En el anexo 14 (a y b) se muestran todos los resultados de forma general.

3.1.1 Resultados y análisis de la selección de las unidades de proceso y factor material

En el capítulo anterior, se presentan ciertas consideraciones que fueron seguidas en la delimitación de las diferentes subáreas y sus respectivas unidades de proceso. Se incluyen dentro de la misma unidad de proceso todos aquellos equipos, próximos entre sí, que manipulen las mismas sustancias y bajo las mismas condiciones de trabajo. Teniendo en cuenta todas estas particularidades, se define una totalidad de 22 unidades de proceso, identificadas como tanques de proceso, tanques de almacenamiento, intercambiadores, bombas y generadores de vapor.

El factor material (MF) es la capacidad potencial que posee el producto, almacenado o procesado, de generar incendios y explosiones. El paso de la determinación del factor material es muy importante y fundamental. De él depende, en gran medida, la determinación del FEI (AIChE, 1994).

Cada sustancia presenta un factor material diferente que depende de los índices de inflamabilidad y reactividad. Para el caso del petróleo y el sulfuro de hidrógeno, se realiza un ajuste de estas propiedades por temperatura en algunas unidades de proceso, puesto que se opera a una temperatura superior a los 60°C.

Es necesario precisar, que hay algunas unidades de proceso que presentan dos tipos de sustancias diferentes. En este caso, se refleja el valor de la sustancia que presenta mayor factor material (AIChE, 1994).

En la tabla 3.1 se muestra en factor material correspondiente a cada unidad de proceso.

Tabla 3.1 Unidades de proceso y su factor material

U/P	Sustancia	MF	U/P	Sustancia	MF
1: Tanque 6	Crudo y H ₂ S	21	12: Tanque 101	Crudo	21
2: Tanque 7	Crudo	21	13: Tanque 102	Crudo	21
3: Tanque 8	Crudo y H ₂ S	21	14: Tanque 103	Crudo	21
4: Tanque 14	Crudo	21	15: Tanque 104	Crudo	21
5: Tanque 15	Crudo y H ₂ S	21	16: Tanque 701	Nafta	16
6: Tanque 16	Crudo y H ₂ S	21	17: Tanque 702	Nafta	16
7: ICE	Crudo	21	18: Tanque 703	Nafta	16
8: Bala 1	Crudo y H ₂ S	21	19: Tanque 704	Nafta	16
9: Bala 2	Crudo y H ₂ S	21	20: Casa de Bombas	Crudo	21
10: Bala 3	Crudo y H ₂ S	21	21: ICTC	Crudo	21
11: Bala 4	Crudo y H ₂ S	21	22: Casa de Calderas	H ₂ S	21

Como se puede observar, casi todas las unidades de proceso presentan un mayor factor material que corresponde a las que almacenan o procesan crudo o sulfuro de hidrógeno, exceptuando a las unidades de proceso 16, 17, 18, y 19 que almacenan nafta, por lo tanto, estas son las de mayor potencialidad y riesgo, en función al material o sustancia almacenada o procesada.

3.1.2 Resultados y análisis de los factores de peligrosidad de las unidades de proceso

Luego de determinar el factor material correspondiente a cada unidad de proceso, se procede a calcular el Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F_3). Este valor se multiplica por el factor material hallado anteriormente para obtener el Índice de incendio y explosión (FEI). En la figura 3.1 se muestran los resultados de los factores de peligrosidad.

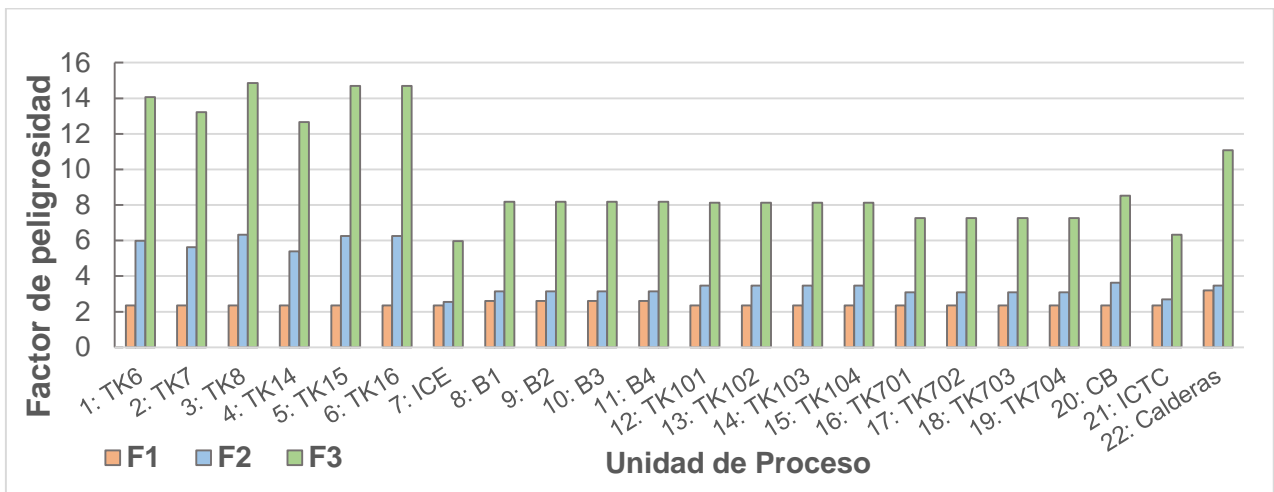


Figura 3.1 Factores de Peligrosidad de las Unidades de Proceso

Para las todas las unidades de proceso se toma una penalidad de 0,85 por el manejo de material inflamable y volatilidad media, además, por ser combustibles líquidos y gases altamente inflamables con un $N_F=3$, en el caso del petróleo y el sulfuro de hidrógeno, y $N_F=4$ para la nafta según reporta AIChE, (1994) y CAMEO, (2019).

Todas las unidades se encuentran en un espacio abierto, excepto la unidad 22 correspondiente a las Calderas que se encuentran dentro de una estructura interna, a la cual se le concede una penalidad de 0,60. También, a todas las unidades de proceso se puede acceder de forma inmediata en caso de emergencia, excepto las unidades 8, 9, 10, 11 y 22, correspondientes a las cuatro Balas y casa de calderas, que se otorga una penalidad de 0,25.

Ningún sistema de drenaje en la planta llega a ser perfecto, por lo que a todas las unidades de proceso se le otorga una penalidad de 0,50, puesto de ocurrir un

derrame en alguna de ellas, expone a otras unidades a su alrededor y aumenta la ocurrencia de accidentes de mayor área.

No se aplican penalidades a las unidades de proceso que no tengan problemas de acceso y se encuentren en espacios abiertos, y tampoco por reacciones químicas exotérmicas y procesos endotérmicos, por lo que se obtiene un Factor General de Peligrosidad del proceso de 2,35 para todas las unidades de proceso, excepto las Balas y las Calderas con 2,60 y 3,20, respectivamente.

Se propone una penalidad a los tanques 7, 8, 14, 15, 16, 101, 102, 103, 104, 701, 702, 703 y 704 una penalidad de 0,50, pues no están correctamente hermetizados y puede entrar aire o producir fugas. A los Intercambiadores de calor, tanto el de tubo y coraza como los de espiral, y a las Balas presenta una penalidad de 0,30 por ser equipos de proceso que operan con sustancias inflamables que están dentro o cerca del rango de inflamabilidad; y 0,80 a los que están siempre fuera del área, como es el caso de casa de calderas.

Para el aspecto de corrosión y erosión se penaliza a todas las unidades de proceso con un valor de 0,20 debido a la velocidad de corrosión del material del cual están confeccionados. Por escape de sustancia por juntas y embalajes, los valores son de 0,30 para todas las unidades de proceso, menos tanque 6, 8, 15, 16, las cuatro balas y casa de calderas. También para los equipos de rotación se penaliza con 0,50 en el caso de la casa de bombas.

Para las penalidades que se otorgan por presión de alivio y cantidad de material inflamable, se requiere de un cálculo que ofrece una diversidad de valores, para cada unidad por separado, dependiendo de las presiones, de operación y alivio, y del volumen de los tanques, respectivamente.

No se aplican penalidades a las unidades de proceso que no tengan problemas con bajas temperaturas, uso de equipamiento incendiado y sistema de intercambio de calor con aceites calientes.

Una vez obtenidos estos resultados, se halla el Factor de Peligrosidad de las unidades de proceso, que no es más que la multiplicación entre los factores Especial

y General. Se evalúa que las unidades que presentan mayor peligrosidad para el proceso son las unidades 1, 2, 3, 4, 5, 6 y 22.

3.1.3 Resultados y análisis del índice de incendio y explosión para cada unidad de proceso

El índice de incendio y explosión está vinculado con el al radio de exposición. El mismo no es más que el producto entre el Factor de Peligrosidad de la unidad de Proceso (F3) y el factor material.

En la figura 3.2 se muestra el grado de peligrosidad de cada unidad de proceso. Cada una de las líneas horizontales representan los límites superiores de las categorías que clasifican al valor del Índice de DOW.

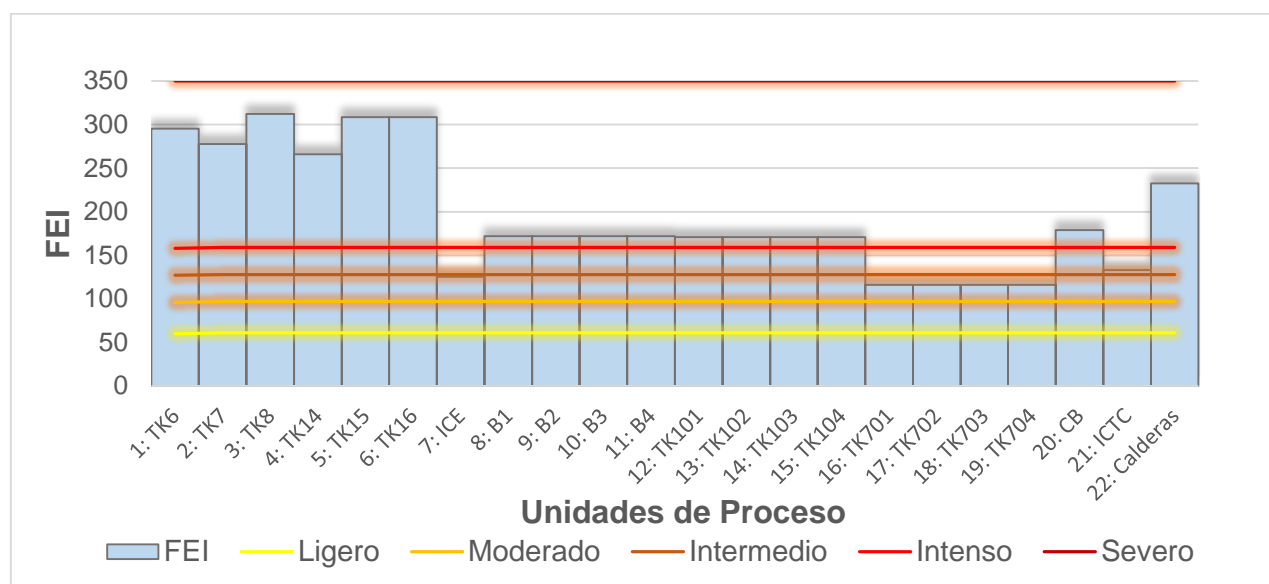


Figura 3.2 Grado de peligrosidad de las unidades de proceso

Como se puede observar, para las unidades correspondientes a los tanques 701, 702, 703, 704 y el intercambiador de calor en espiral, los valores del FEI oscilan dentro el rango de peligrosidad intermedia. Por otra parte, las unidades de proceso que corresponden a las balas y a los tanques de almacenamiento del crudo final (TK101, TK102, TK103 y TK104), alcanzan valores por encima de 127, indicando una peligrosidad intensa. Finalmente, los tanques 6, 7, 8, 14, 15, 16, casa de bombas y casa de calderas, que sobrepasan el valor de 159, se consideran de peligrosidad severa para la ocurrencia de accidentes.

3.1.4 Resultados y análisis de la determinación de los factores de bonificación

Para prevenir incidentes serios y reducir la probabilidad de un incidente en particular es necesario conocer los registros que muestran situaciones de pérdida de control en las cuales se destacan tres categorías: control del proceso (C_1), aislamiento del material (C_2) y protección contra incendio (C_3) las cuales una vez de analizadas se multiplican para así obtener como dato final un factor de bonificación por control de pérdidas (C).

Como los factores de bonificación se multiplican, a las unidades de proceso que no obtengan bonificación se les introduce un valor igual a la 1 como criterio, de esta manera no afectaría el resultado. Esto aplica para todos los factores de bonificación.

3.1.4.1 Análisis de la determinación de los factores de bonificación por control del proceso (C_1)

Teniendo en cuenta el enfriamiento en esta etapa se la asigna una penalidad de 0,97 a todas las unidades de proceso porque el sistema se diseñó para proveer el 150% del requerimiento de enfriamiento por lo menos 10 minutos.

En cuanto a la parada de emergencia, se bonifica a la unidad de proceso correspondiente a Casa de Bombas con un valor de 0,96 porque presenta un sistema de parada automática en caso de operaciones anormales.

En toda industria debe existir la documentación sobre las instrucciones o procedimientos de operación adecuada que son de gran importancia para realizar un control satisfactorio sobre el proceso. En este punto se tiene en cuenta si los operadores reciben la capacitación necesaria en distintas situaciones como la puesta en marcha, tanto en condiciones normales como en operación a baja capacidad para cada una de las unidades de la planta. Por lo tanto, se asigna un valor de 0,91 para todas las unidades de proceso.

Al analizar si existen otros análisis de cuantificación de riesgos los cuales son herramientas para el análisis de peligrosidad del proceso se compraba que se realiza en la industria los estudios HAZOP que tiene asignada un factor de crédito de 0,94 y los estudios ¿Que pasa sí? con 0,96. Con estos datos se pueden dar

como bonificación final para los análisis de peligrosidad un valor de 0,96 porque, a criterio del autor, se considera un factor más alto dependiendo que el análisis es solo en bases ocasionales.

No existe bonificación correspondiente al poder de emergencia para servicios esenciales con cambios automáticos del estado normal al estado de emergencia, control de explosión el cual no se aplica a sistemas de alivio de sobrepresión, parada de emergencia, control computarizado y gas inerte

Finalmente se obtiene un Factor de Bonificación por Control del Proceso (C1) con un valor de 0,85 para todas las unidades, excepto a la Casa de Bombas con un valor de 0,82.

3.1.4.2 Análisis de la determinación de los factores de bonificación por aislamiento del material (C₂)

Al analizar las características del proceso para la determinación de los factores por el aislamiento del material, se define que ninguna de las unidades de proceso recibe bonificación en cuanto se refiere a las válvulas de control remotas, drenaje y sistema de bloqueo que impida que un flujo incorrecto desencadene reacciones indeseables.

Solamente se bonifica con 0,98 a la categoría de depósito de trasvase para emergencia o venteos conductivos, pero solamente a los tanques pertenecientes al área de Tratamiento del crudo. Esta área presenta una disposición del sistema fluvial que permite trasvasar de un tanque a otro en caso de averías o emergencias.

Por lo tanto, se obtiene un Factor de Bonificación por aislamiento del material de 0,98 para las unidades de proceso que solamente recibieron bonificación.

3.1.4.3 Análisis de la determinación de los factores de bonificación por protección de incendios (C₃)

La planta presenta un área determinada para la disposición del agua contra incendios en lugares estratégicos de forma tal que minimice el tiempo de respuesta. Los tanques de almacenamiento provistos para el agua contra incendias presentan una capacidad que permite abastecer durante cuatro horas como mínimos, según

establece la norma NC 212:2002. Por dichas razones se bonifica a todas las unidades de proceso con un valor de 0,94.

Para los sistemas de rociadores se le asignan penalidad de 0,81 para las unidades de proceso que corresponden a los tanques 6, 7, 8, 14, 15 y 16, en este caso se tiene en cuenta que dentro de las características de las tuberías estas son secas y con un riesgo extra peligroso.

Al analizar la presencia de sistema de espuma se determina un factor de 0,97 para los tanques que se encuentra en el área de Tratamiento (TK6, TK7, TK8; TK14, TK15 y TK16), porque el sistema de aplicación es manual, y de 0,92 para los tanques en el área de la ECO (TK101, TK102, TK103, TK701, TK702, TK703 y TK704) porque el sistema es completamente automatizado.

Para los extintores portátiles y monitores se le hace corresponder un crédito de 0,98 ya que en la industria se cuenta con su uso de forma portátil, no hay monitores manuales.

La vulnerabilidad a la exposición al incendio lo demuestran los cables instrumentales y eléctricos, en este caso son bandejas enteradas por lo que asume una penalidad de 0,98 para todas las unidades de proceso.

En las demás categorías, siendo estas, la detección de fugas que relacionan las alarmas de escape de gases y sus límites de inflamabilidad, el acero estructural el cual tiene en cuenta el tiempo de duración de una aplicación de un recubrimiento ignífugo, los sistemas especiales que son los encargados de detectar humo y llamas y las cortinas de agua responden a una penalidad de 1 porque no cumplen con los parámetros dentro de la planta.

El Factor de Bonificación por protección contra incendio es de 0,71 para los tanques 6, 7, 8, 14, 15 y 16; para el ICE, las cuatro balas y las calderas un factor de 0,90 y 0.53 para las restantes unidades de proceso.

Finalmente, tras la hallar de cada uno de los factores anteriormente explicados, se determina un Factor de Bonificación por control de pérdidas para cada unidad de proceso. Los resultados se reflejan en el anexo 15

3.1.5 Resultados y análisis de las pérdidas totales

Las pérdidas totales se cuantifican teniendo en cuenta el costo del equipo, el costo del material que contiene, el costo de otro equipo dentro del radio de afectación y las pérdidas debido a la paralización de la producción.

Primero, se calcula el radio de afectación en función del valor del índice de incendio y explosión. Con este radio, se determina el área de exposición y el valor de la misma, considerando las pérdidas posibles en esa área. Luego, se analizan las pérdidas por paralización de la producción por interrupción del negocio, en función del valor de la producción anual del 2019. Finalmente, se explican las pérdidas totales, a partir de la sumatoria de todas las posibles afectaciones económicas por concepto de incendio y explosión.

3.1.5.1 Análisis de la determinación del radio y área de exposición

En el anexo 16 se muestran los valores de radio y área de exposición para cada unidad de proceso, los cuales se determinan a partir de FEI.

Las unidades de proceso que presentan mayor radio, y, por consiguiente, mayor área de exposición son aquellas unidades de mayor FEI. Corresponden a las unidades 1, 2, 3, 4, 5 y 6 que son los tanques encargados de mantener el tiempo de reposo para la decantación del agua existente en el petróleo.

Todos los equipos dentro de la planta se encuentran relativamente cercanos entre sí o suficientemente cercanos. Esto quiere decir que, en caso de ocurrir un gran accidente (como puede llegar a serlo los incendios y las explosiones) se afecte, al menos, una unidad de proceso dentro del área de exposición, excepto casa de calderas y tanque 14.

Se conoce de la literatura especializada que el Índice de DOW solamente se limita al cálculo de las pérdidas dentro del área de exposición, sin tener en cuenta el efecto dominó que estas puedan desencadenar. En caso de tener en cuenta el efecto continuado, el accidente sería aun mayor y las pérdidas económicas pueden ser mucho mayores y serán determinadas posteriormente (Reniers y Cozzani, 2013).

3.1.5.2 Análisis del valor del área de exposición

Para el cálculo del área de exposición hay que tener en cuenta el costo original del equipo o unidad de proceso, costo de la sustancia que contiene y el costo de otro equipo dentro del área de exposición, todo esto multiplicado por un factor de 0,82 según AIChE, (1994). En la figura 3.3 se muestran los costos involucrados en la determinación del valor del área de exposición.

Es necesario precisar, que algunas unidades de proceso están conformadas por más de un equipo como es el caso de casa de calderas (5 generadores de vapor), ICE (2 intercambiadores en espiral), ICTC (3 intercambiadores de tubos y coraza) y casa de bombas (9 bombas en total). La cantidad de equipos dentro de la unidad de proceso se tuvo en cuenta para hallar el costo original del equipo y el costo la cantidad de material dentro de la unidad de proceso.

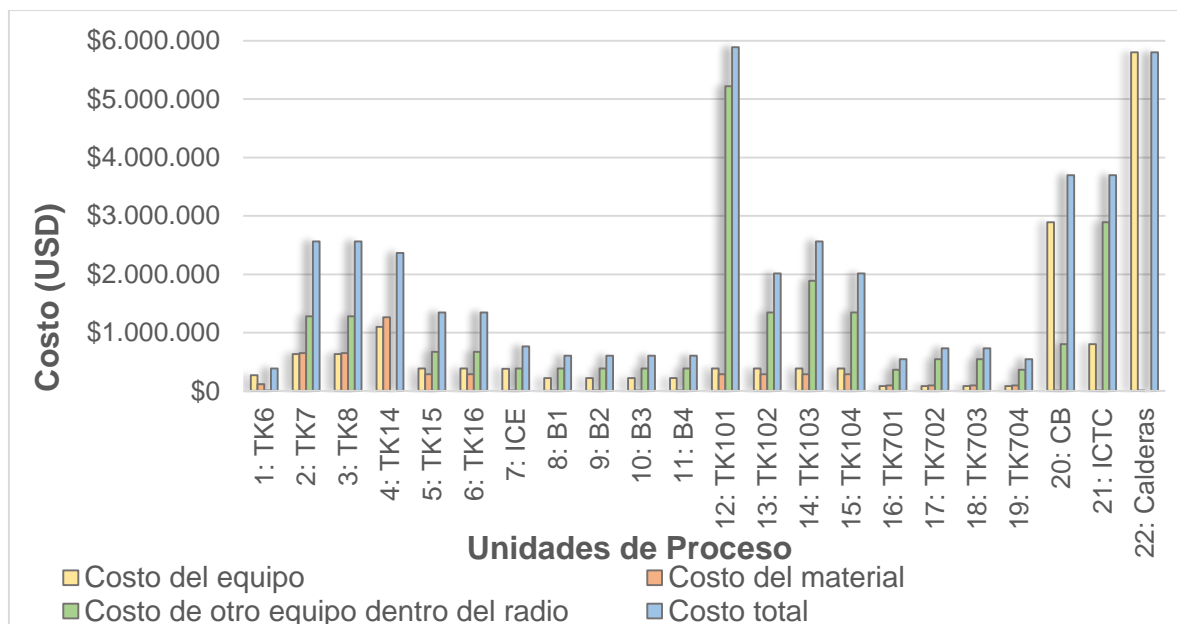


Figura 3.3 Valor del área de exposición para cada unidad de proceso

El costo original del equipo incide directamente dentro el costo total del equipo, pero no necesariamente el de mayor costo original es el de mayor capacidad de almacenamiento o procesamiento de una sustancia determinada, cuyos costos son insignificantes al lado de los costos totales.

Lo mismo sucede con el costo de otros equipos dentro del área de exposición, el tanque 14, que es el de mayor capacidad, presenta un costo inferior, en cuanto a daño sobre otros equipos se refiere, que el tanque 101, que representa un cuarto de la capacidad de tanque 14. En este costo afecta directamente la disposición de los equipos dentro de la planta y la relación con el radio de exposición.

Las pérdidas totales ascienden a más de 41,9 millones de dólares, y las posibles pérdidas en el área de la ECO representan casi un 68% de las posibles pérdidas totales. Una comparación de estos valores se muestra en la figura 3.4.

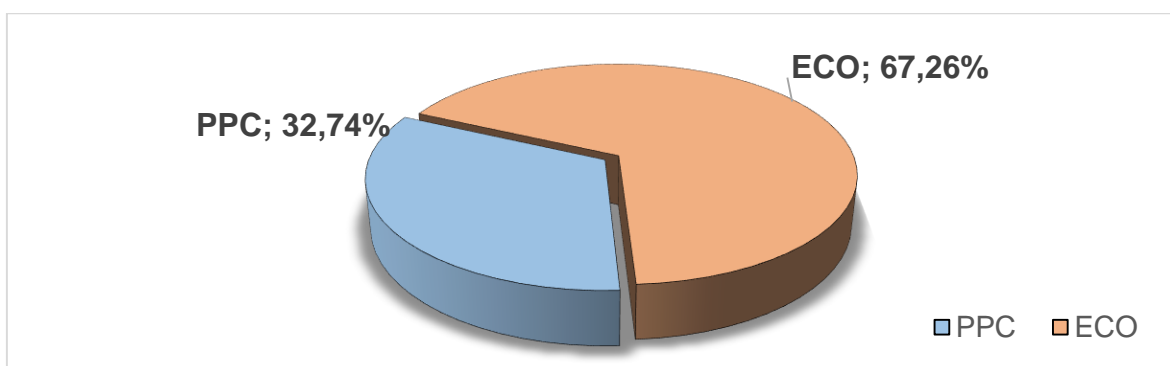


Figura 3.4 Comparación de las posibles pérdidas entre las unidades de proceso de la PPC y la ECO

Estas son las pérdidas máximas que pudieran ocurrir por reposición de equipos y sustancias de almacenamiento, pero hay que tener en cuenta, para la determinación del valor del área de exposición hay que considerar el factor propuesto por AIChE.,(1994). En el anexo 17 se muestra los resultados del valor del área de exposición.

El valor más elevado de las pérdidas, teniendo en cuenta el valor del área de exposición, corresponde a las unidades de proceso de tanque 101 y casa de calderas, superando los 4,5 millones de dólares por la incidencia del costo de otros equipos dentro del área de exposición y el costo original del equipo, respectivamente.

3.1.5.3 Análisis de la determinación del actual máximo daño a la propiedad

Una vez determinado el valor de área de exposición para cada unidad de proceso, corresponde el cálculo del máximo daño a la propiedad. Con este fin, se determina el factor de daño por la figura mostrada en el anexo 9, a partir del factor de peligrosidad de la unidad de proceso (F_3) y el factor material.

Es necesario aclarar que, en la figura anteriormente mencionada, el factor de peligrosidad máximo tiene un valor de 8, puesto que, para las unidades de proceso que presenten un factor mayor, se toma como criterio la curva de $F_3=8$. Esta es precisamente otra de las limitaciones que presenta el Índice de DOW a la hora de hallar el máximo daño a la propiedad.

El factor de daño representa el efecto global del daño por incendio o explosión. Los valores referidos al factor de daño para cada unidad de proceso se muestran en el anexo 18

La mayoría de las unidades de proceso presentan el mismo valor del factor material y también un factor de peligrosidad cercano, igual o por encima de 8, puesto que, a los efectos del factor de daño, todas las unidades de proceso presentan prácticamente el mismo valor, quedándose por debajo los tanques de almacenamiento de nafta (TK701, TK702, TK703 y TK704) que presentan un factor material de 16.

El factor de daño se multiplica por el valor del área de exposición. Los resultados del máximo daño probable a la propiedad (base) se muestran en el anexo 19. Los valores máximos de daño probable a la propiedad corresponden a las unidades de proceso casa de calderas y tanque 101 en el área de la ECO, donde, una vez más, influye considerablemente el costo total del equipo y la cantidad de unidades secundarias dentro el área de exposición.

El máximo daño probable a la propiedad se multiplica por el factor de bonificación por control de pérdidas para obtener el máximo daño probable a la propiedad actualizado, y se muestra en la figura 3.5.

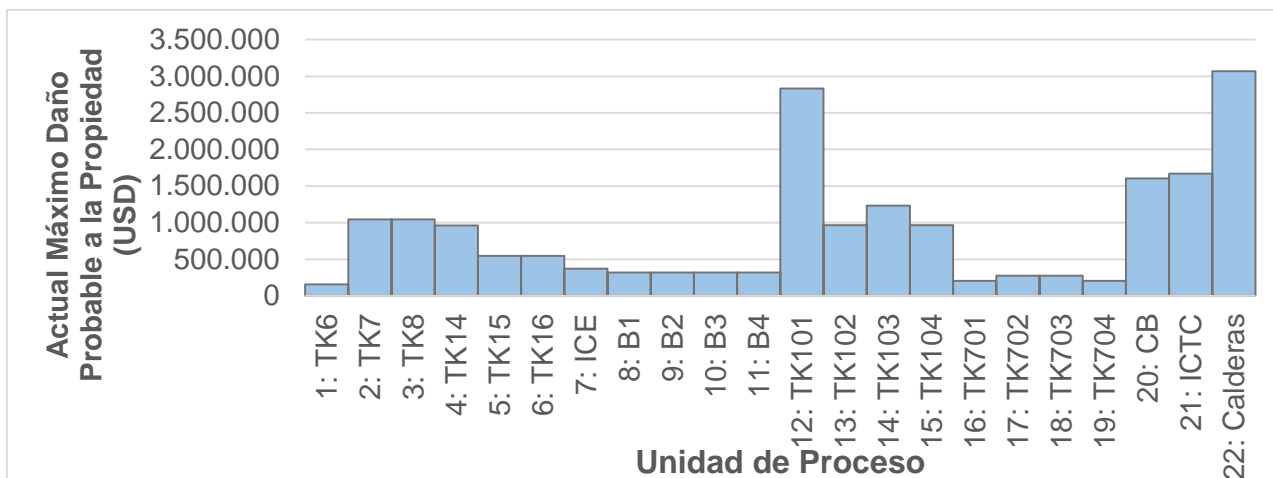


Figura 3.5 Actual máximo daño probable a la propiedad

Estos valores de máximo daño probable a la propiedad actualizado disminuyen su valor en dependencia del factor de bonificación calculado para cada unidad de proceso, con respecto al máximo daño probable a la propiedad base. Las pérdidas de tanque 101 decaen en un 30% y casa de calderas en un 25% por concepto de control de pérdidas. De forma general, las pérdidas se reducen en un 31,2% con respecto al máximo daño probable a la propiedad base.

3.1.5.4 Análisis de las pérdidas por interrupción de negocio

Para determinar las pérdidas por interrupción del negocio se necesita calcular las pérdidas por paralización de la producción a partir del valor de la producción anual del 2019 y los máximos días probables perdidos.

Los máximos días probables perdidos fueron determinados por la figura mostrada en el anexo 10 y los resultados se muestran en el anexo 20.

Los valores máximos de los días perdidos probables no se encuentran en una sola área. La mayor cantidad de días pertenece a casa de calderas y tanque 101, con valores de 27 y 28, respectivamente.

Aunque, estos valores no se deben ver como afectaciones aisladas, pues, en caso de ocurrir un accidente en los generadores de vapor que afecte completamente a la unidad de proceso, estarían perturbados todas las unidades que utilizan el vapor de las calderas como medio de calentamiento.

Las pérdidas por interrupción de negocio se muestran en el anexo 21 para cada unidad de proceso.

Las mayores pérdidas por paralización de la producción corresponden a las unidades de procesos que detienen la producción por más tiempo y que provocan mayores pérdidas teniendo en cuenta los niveles de seguridad industrial. Por esta razón, los generadores de vapor y tanque 101 son las que mayores pérdidas ocasionan.

3.1.6 Resultados y análisis de las pérdidas totales para cada unidad de proceso

Las pérdidas totales se determinan por la suma de las pérdidas por paralización de la producción y el actual máximo daño probable a la propiedad. La figura 3.6 muestra estos valores obtenidos.

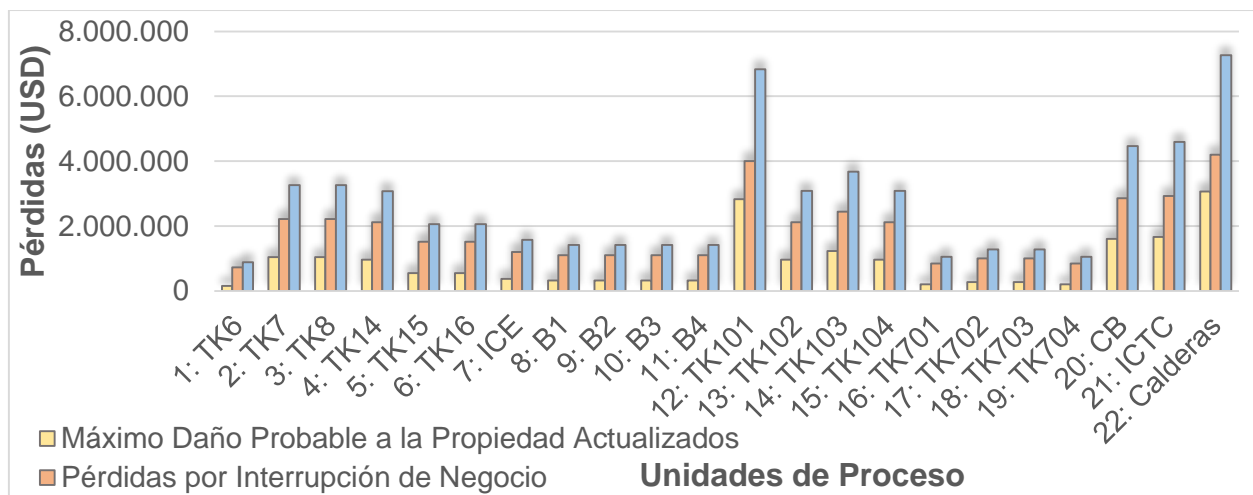


Figura 3.6 Pérdidas totales por unidades de proceso

Las mayores pérdidas se contemplan en casa de calderas, superando los 7 millones de dólares, debido a que esta unidad es un conjunto de equipos muy costosos y que procesan gran cantidad de material altamente inflamable. Mientras que, de las unidades de proceso que corresponden a tanques de almacenamiento o de proceso el tanque 101 es el que alcanza mayores pérdidas por encima de los 6,8 millones de dólares, siendo este la segunda unidad que más pérdidas genera. Estos resultados son acordes a los obtenidos por Zarranejad y Ahmadi, (2016) en su estudio.

3.2 Resultados de los alcances de escenarios de incendio y explosión

En este epígrafe se realiza un análisis de los posibles escenarios de incendio y explosión para cada unidad de proceso simulados en el *software* ALOHA. Estas simulaciones se hacen con el objetivo de obtener los diferentes vectores de escalado: intensidad de radiación y sobrepresión para los escenarios de incendio y explosión, respectivamente.

En el anexo 22 (a, b y c) se muestran los escenarios que se analizan a partir de un derrame de petróleo y nafta, y fuga de sulfuro de hidrógeno.

Para realizar las corridas en ALOHA se tuvo en cuenta una serie de aspectos que se listan a continuación:

1. Como el petróleo es una mezcla de compuestos se aplica la técnica del carbono equivalente para determinar un compuesto que se pueda simular en ALOHA y que tenga las mismas propiedades, siendo este el n-nonano
2. Se emplean los datos de las variables meteorológicas según Moya, 2010. Los datos de las variables meteorológicas me muestran en el anexo 23 (a-e)
3. Se realizan las corridas para las unidades de proceso primarias referida a los tanques de almacenamiento y proceso, y las balsas, divididas en dos grandes áreas: PPC y ECO
4. Para las corridas de charco de fuego se tuvo en cuenta una sola dirección del viento general que afecte a la mayoría de las unidades de proceso a su alrededor y en condiciones de calma (velocidad del viento de 0,25-1 m/s) para temperatura máxima y mínima en ambos casos, con un total de cuatro corridas.
5. Para la explosión de una nube de vapor, las corridas se realizan teniendo en cuenta la dirección y velocidad del viento y en condiciones de calma que afecte directamente a la unidad secundaria para temperatura máxima y mínima.
6. En el caso del BLEVE se realiza una sola corrida sin tener en cuenta la dirección y la velocidad del viento, pues este fenómeno solo de la cantidad de material involucrado en la unidad y la geometría de la fuente.

Para un mejor análisis de las corridas de las unidades de proceso se divide la planta en cuatro subáreas, aunque en el caso de los tanques de almacenamiento de nafta, se analiza también con respecto a las balas por la magnitud del alcance del accidente. La tabla 3.2 se muestran las subáreas y sus respectivas unidades de proceso.

Tabla 3.2 Áreas de la planta

Área	Área 1: PPC		Área 2: ECO	
	Sub-1	Sub-2	Sub-3	Sub-4
U/P	2, 3, 5, 6	1, 4, 8, 9, 10,11	16,17,18,19	12,13,14,15
U/P es el número asignado a cada unidad de proceso				

La mayoría de las unidades de proceso son potenciales unidades primarias. Por lo que se realiza una serie de gráficos con respecto a los valores umbrales de escalado, tanto para intensidad de radiación y sobrepresión para los escenarios de incendio y explosión, respectivamente.

Los resultados analizados corresponden a las unidades primarias que mayor cantidad de unidades secundarias afecta dentro de los vectores de daño y escalado para cada subárea, siendo para intensidad de radiación las unidades 1,3,12 y 17, y para sobrepresión las unidades 1, 3 y 16. Para los ejemplos del escenario de BLEVE más bola de fuego se analizan una unidad por área, siendo el tanque 8 para el área de la PPC y tanque 101 para la ECO por ser las unidades que mayor tiempo del accidente reportaron. En el anexo 24 se muestran los resultados de las corridas obtenidos.

3.2.1 Resultados y análisis de la estimación del alcance de los escenarios charco de fuego

Cuando se produce un escape o vertido de un líquido combustible sobre el suelo y se produce la ignición del líquido derramado, se produce, entonces, un charco de fuego (Vipin *et al.*, 2018). En este epígrafe se muestran los resultados de este escenario para los tanques primarios potenciales, correspondientes a las corridas que simulan el escenario de charco de fuego.

En la figura 3.7 se muestran los resultados de la máxima intensidad de radiación y los valores umbrales de daño y escalado con respecto a la distancia para la subárea 1.

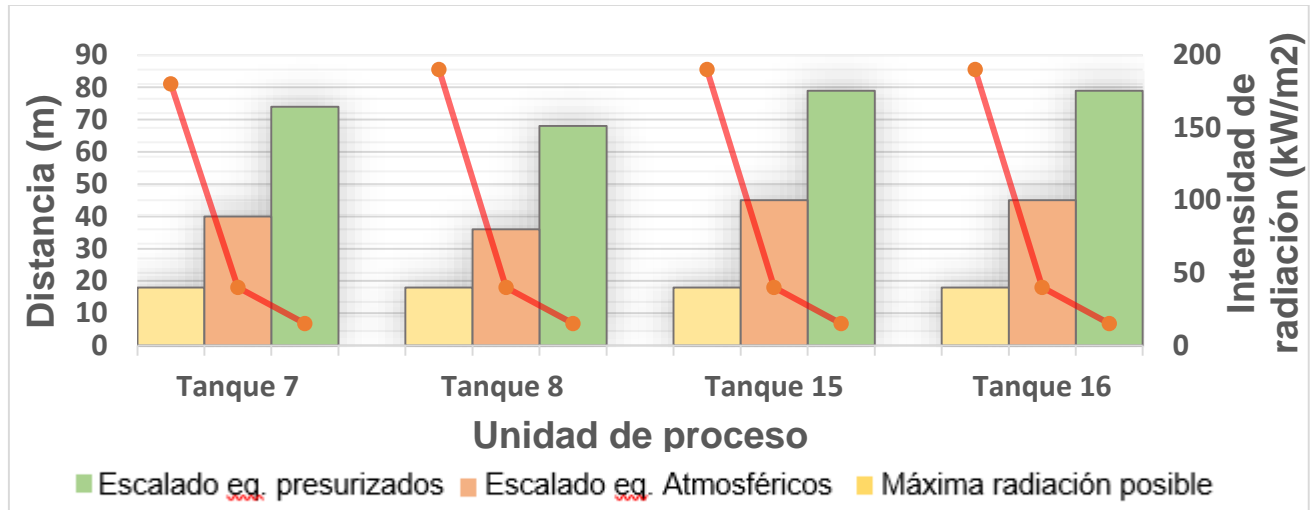


Figura 3.7 Vector de escalado y daño de subárea 1

Aunque para todas las unidades de proceso que se muestran en la figura 3.7 presentan una intensidad de radiación máxima aproximada para la misma distancia (en metros). Se analiza el tanque 8 por su posición centralizada y porque almacena mayor cantidad de petróleo con respecto a los tanques 7, 15 y 16.

En la figura 3.8 se muestra el alcance del charco de fuego resultante de un posible accidente en el tanque 8.



Figura 3.8 Alcance del accidente por charco de fuego en tanque 8

Es posible el escalado hacia otras unidades cercanas e incluso afectar a la zona correspondiente a las oficinas de la empresa desde distintos niveles de radiación. Se vería severamente dañado el tanque 7 recibiendo radiaciones de 10 kW/m² debido a la cercanía entre ambos tanques. Se afectan unidades dentro de un radio de 115 metros aproximadamente que reciben radiaciones de 5 kW/m² y que provoca quemaduras de segundo grado a las personas circundantes en un intervalo de tiempo de 60 segundos. También, se afecta gran parte de la empresa, incluyendo la zona del taller mecánico y de las oficinas, como los tanques 6, 15 y 16 que se encuentran dentro de un radio de 180 metros aproximadamente con radiaciones de 2 kW/m² que provoca dolor en menos de 60 segundos.

En la figura 3.9 se muestran los resultados de la máxima intensidad de radiación y los valores umbrales de daño y escalado con respecto a la distancia para la subárea 2.

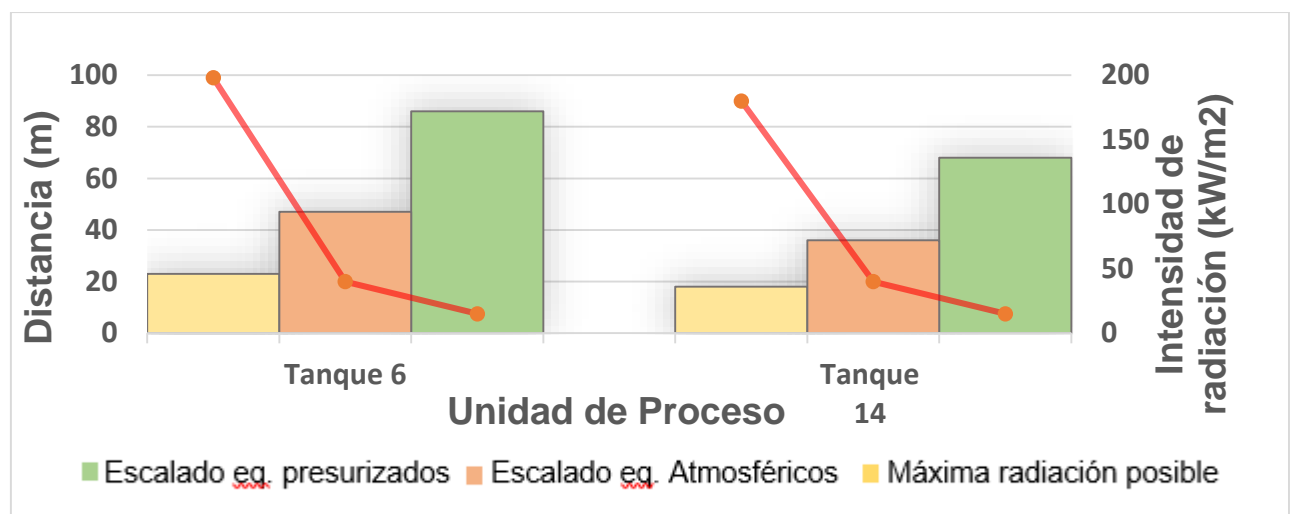


Figura 3.9 Vector de escalado y daño de subárea 2

En la subárea 2 existen un total de seis unidades de proceso, pero solamente tiene sentido simular en el software ALOHA los correspondientes a los tanques 6 y 14, debido a que en las balsas separadoras existe muy poca cantidad de petróleo y a una altura muy elevada, lo cual es muy poco probable que ocurra un accidente por charco de fuego. Se analiza el escenario correspondiente al tanque 6 y su alcance se muestra en el anexo 25.

Es posible el escalado hacia otras unidades de proceso debido a la posición centralizada del tanque 6. Dentro el radio de los 105 metros para una radiación de los 10 kW/m², que son potencialmente letales para las personas, se afecta un gran número de unidades de proceso que, aunque no sean los principales objetos de estudio, son importantes mencionar como los tanques a su alrededor que almacenan agua de capa (agua residual del petróleo), las bombas que encargadas de trasiego desde las piscinas hasta los tanques de proceso y el área de comedor para los trabajadores de la ECO. Las balas también se encuentran dentro de este radio de exposición. Estas unidades son una fuente peligrosa, el escalado hacia ellas puede provocar un accidente de mayor albergadora puesto que procesan grandes cantidades de gas altamente inflamable. Para radiaciones de 5 kW/m² se dispone un radio de 150 metros que afecta al tanque 14 y para 2 kW/m² con un radio superior a los 200 metros, causaría dolor en 60 segundos a prácticamente todo el personal que se encuentre en la empresa.

En la figura 3.10 se muestran los resultados de la máxima intensidad de radiación y los valores umbrales de daño y escalado con respecto a la distancia para la subárea 3.

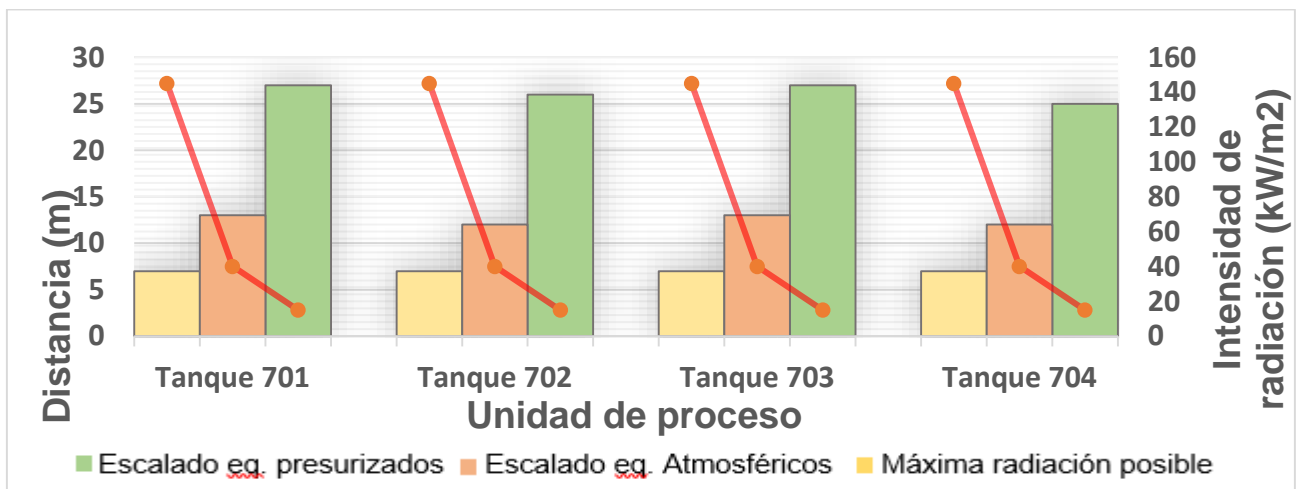


Figura 3.10 Vector de escalado y daño del subárea 3.

Las cuatro unidades que se muestran en la figura 3.10 presentan características similares, debido a que ALOHA ofrece los resultados de radiación en un intervalo de tiempo de una hora (Machado y Román, 2017), por lo que para los mismos

valores umbrales de daño y escalado se determinan valores equivalentes de distancias. Lo mismo sucede con los valores de radiación máxima para cada tanque. En el anexo 26 se muestra el alcance del escenario de charco de fuego correspondiente al tanque 702.

El alcance del posible accidente producido por charco de fuego para el tanque 702 afecta en su totalidad al área de la ECO. Es preciso señalar que, aunque todos los procesos en esta área están automatizados, dígase también el sistema contra incendio, y el volumen sea menor que cualquier otro tanque en la planta, el alcance de las radiaciones para 10 kW/m² podrían causar afectaciones en los tanques adyacentes al tanque 702 que almacenan nafta y petróleo. También se afecta la zona de la casa de bombas y los intercambiadores de calor de tubo y coraza. Para radiaciones de 5 kW/m² se afecta la estructura de las oficinas del personal encargado del trasiego del petróleo en norma además de causarles quemaduras de segundo grado a las personas en entornos circundantes. Las radiaciones de 2 kW/m² traspasan los límites de la empresa y afectan a la empresa ENERGAS.

En la figura 3.11 se muestran los resultados de la máxima intensidad de radiación y los valores umbrales de daño y escalado con respecto a la distancia para la subárea 4.

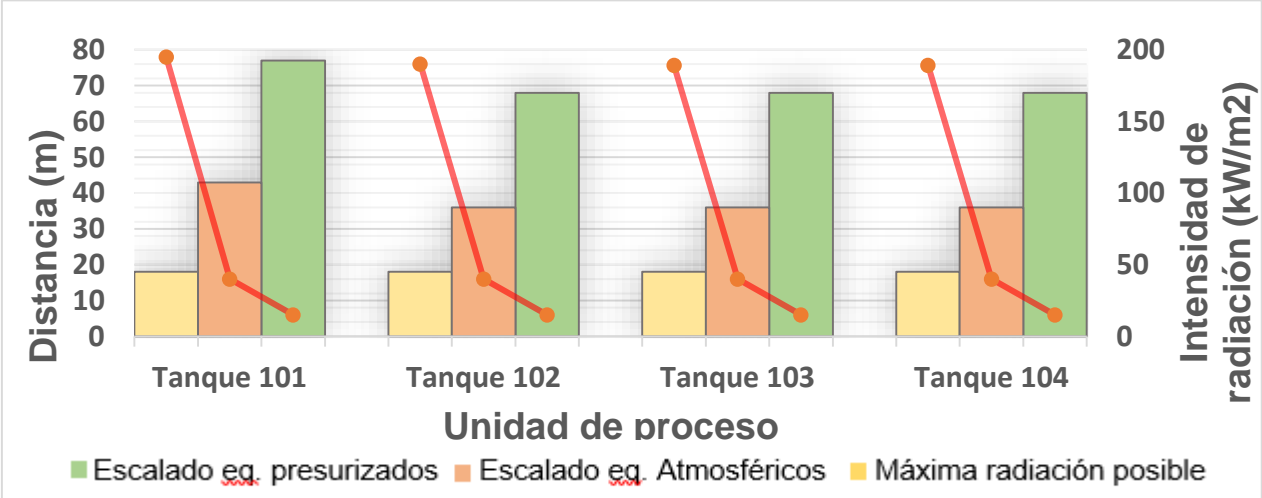


Figura 3.11 Vector de daño y escalado de subárea 4.

Las unidades mostradas en la figura 3.11 presentan características similares. Todas almacenan el petróleo tratado y dentro de los parámetros normados para el trasiego por el oleoducto hasta la comercializadora de Matanzas. Por tanto, presentan prácticamente los mismos valores de intensidad de radiación máxima y las distancias con respecto a los valores umbrales de radiación reportados por Reniers y Cozzani, (2013). Se ejemplifica el posible escenario por charco de fuego a la unidad correspondiente al tanque 101. En el anexo 27 se muestra su alcance.

En el anexo 27 el radio de alcance para las radiaciones de una magnitud de 10 kW/m² que provoca la muerte del personal presente en un intervalo de tiempo de apenas 60 segundos abarca prácticamente el área de la ECO, logrando el escalado del accidente hacia las unidades de proceso que rodean al tanque 101. Las radiaciones de 5 kW/m² afectan de igual manera que las radiaciones de 10 kW/m², pero esta vez causando quemaduras de segundo grado al personal y sería posible su escalado hacia las unidades cercanas también. En cuanto las radiaciones de 2 kW/m², sobrepasan los límites de la empresa, como sucede con el tanque 702 anteriormente analizado.

3.2.2 Resultados y análisis de la estimación del alcance de los escenarios de explosión de una nube de vapor

Las explosiones de nubes de vapor (VCE) son un peligro importante en la industria plantas donde se almacenan grandes cantidades de materiales inflamables o procesada. En la dispersión de las mismas juega un papel fundamental el efecto del viento, dígase la velocidad y la dirección. En el anexo 24 se muestran los rumbos que se tuvieron en cuenta para las simulaciones de la nube de vapor.

En la figura 3.12 se manifiestan los valores de sobrepresión máxima alcanzada en las simulaciones de las unidades de proceso referentes al subárea 1 y los valores umbrales reportados por Reniers y Cozzani, (2013) para sobrepresión.

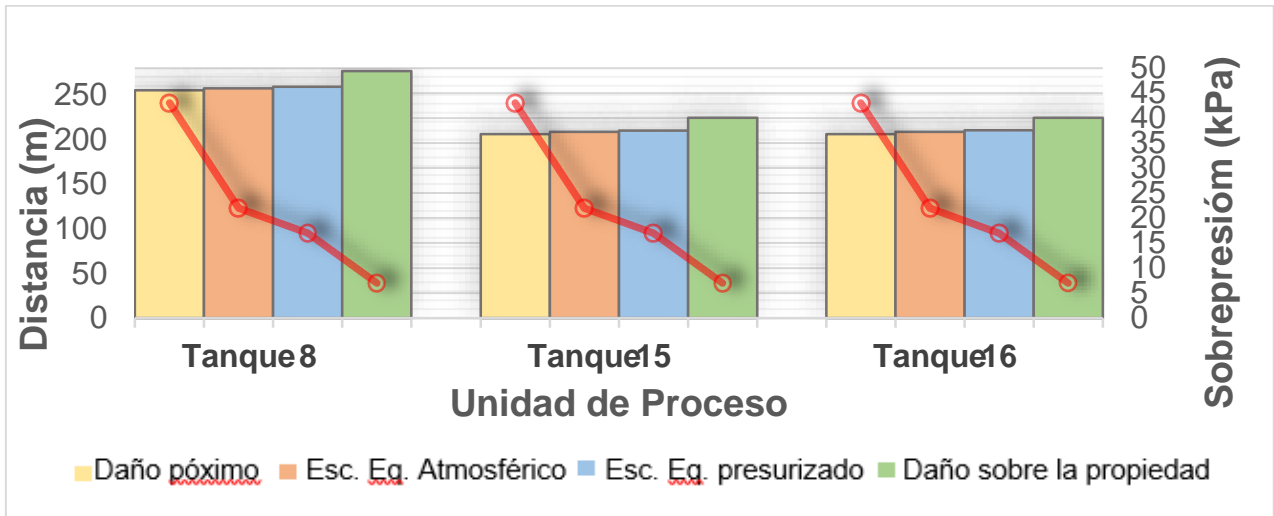


Figura 3.12 Vector de daño y escalado de subárea 1.

Los efectos de sobrepresión máxima superan los 200 metros. Las unidades pertinentes a los tanques 15 y 16 presentan valores similares de sobrepresión con respecto a la distancia, esto se debe a la semejanza de sus propiedades físicas y de operación y se diferencian a los valores reportados por tanque 8, en cuanto a distancia, por ser de mayor volumen que los anteriores. No se muestran resultados para tanque 7, pues no contiene el gas que contiene en su interior es insignificante y no es retenido en ninguna parte por la ausencia de una columna desgasificadora.

En la figura 3.13 se muestra el alcance de un posible escenario de explosión de nube de vapor para el tanque 8.

Como se puede observar en la figura 3.13, que se corresponde con lo analizando en la figura 3.12, el alcance de la explosión de la nube de vapor llega a superar los 200 metros, afectando a las unidades de proceso cercadas y la zona de las oficinas de la dirección de la empresa donde existe cierta cantidad de personal con una sobrepresión causada por la explosión de 1,0 psi (6,89 kPa) causando la ruptura de los cristales.



Figura 3.13 Alcance del accidente de explosión de una VCE en tanque 8

En la figura 3.14 se manifiestan los valores de sobrepresión máxima alcanzada en las simulaciones de las unidades de proceso referentes al subárea 2 y los valores umbrales de sobrepresión.

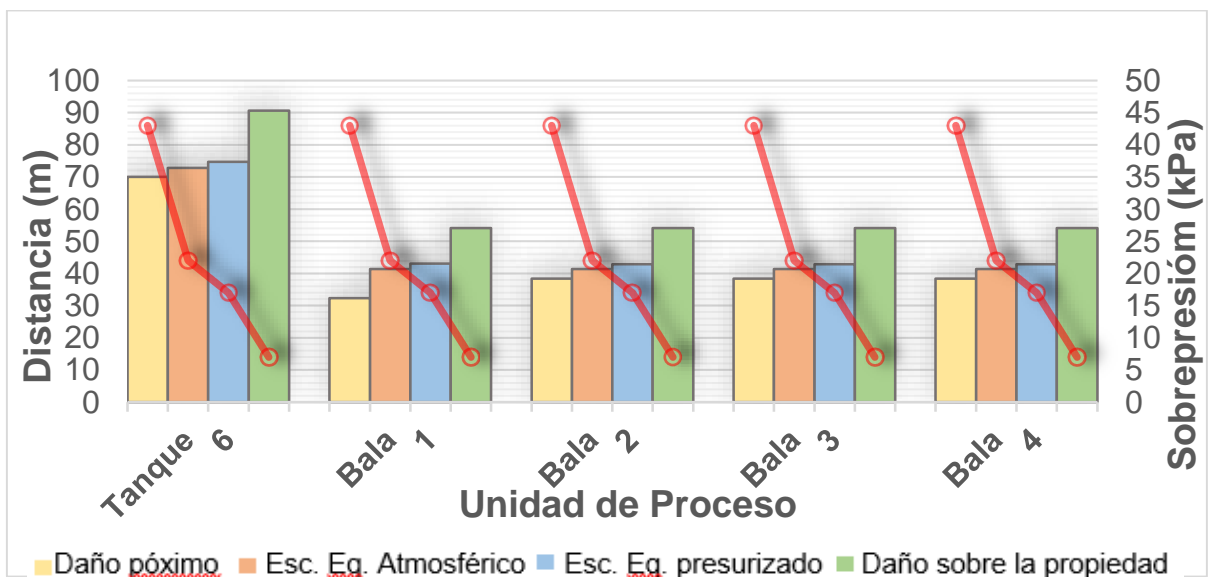


Figura 3.14 Vector de daño y escalado de subárea 2

Según la figura 3.14 las sobrepresiones máximas para las cuatro unidades de proceso mostradas alcanzan valores de 45 kPa aproximadamente para una distancia de más de 30 metros para las balas y 70 metros para tanque 6. En este último, la distancia de su efecto es mucho mayor que la de las balas debido a que almacena o procesa mayor cantidad de gas en su interior. No se muestran valores para tanque 14 pues es muy poco probable la formación de una nube de vapor. En

el anexo 28 se muestra el alcance del accidente de explosión de la nube de vapor para tanque 6.

En el anexo 28 se observa el alcance del escenario de explosión de una nube de vapor para tanque 6 en dirección a las balas separadoras. El efecto de la sobrepresión a 3,5 psi (24,13 kPa) puede alcanzar hasta los 72 metros desde la fuente de la explosión causando lesiones graves en las personas y alcanza hasta los 90 metros para una presión de 1,0 psi (6,89 kPa) ocasionando la ruptura de los cristales.

En figura 3.14 se manifiestan los valores de sobrepresión máxima alcanzada en las simulaciones de las unidades de proceso referentes al subárea 3 y los valores umbrales de sobrepresión.

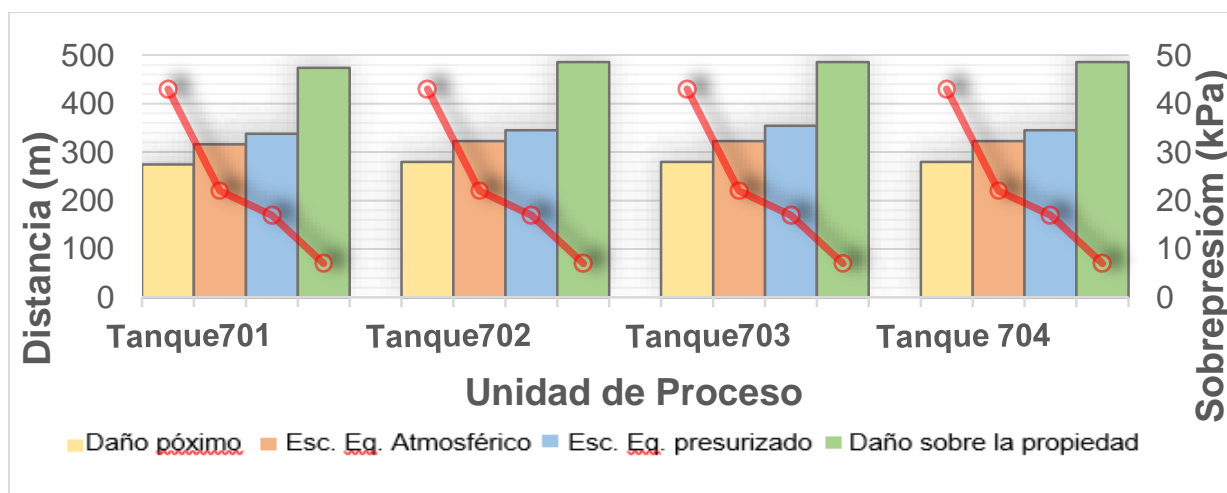


Figura 3.14 Vector de daño y escalado de subárea 3

Las unidades de proceso mostradas presentan características similares en cuanto a las propiedades físicas y de almacenamiento, por lo que expresan prácticamente las mismas distancias para cada valor de sobrepresión reflejado en la figura 3.14. Es preciso señalar que, aunque los tanques de almacenamiento de nafta son relativamente pequeños con respecto los otros tanques de la planta, los efectos de la sobrepresión sobre los cuales se sufre daño a la propiedad alcanzan superar los 450 metros de distancia desde la fuente de la explosión. En el anexo 29 se evidencia el alcance de un posible accidente para tanque 701.

Se puede observar cómo el radio de la nube de vapor abarca casi la totalidad de la planta y afectar a la empresa adyacente en el área. Sus efectos pueden alcanzar hasta los 310 metros para una sobrepresión de 3,5 psi (24,13 kPa) causando lesiones graves en las personas y hasta 475 metros para una sobrepresión de 1,0 psi (6,89 kPa) ocasionando la ruptura de los cristales y ruidos intensos para el oído humano. (Wells, 2003; Atkinson, 2017; Atkinson et al., 2017a)

En el subárea 4 no se simula el escenario de explosión de una nube de vapor puesto que esta área corresponde a los tanques que almacenan el petróleo tratado y listo para la venta, por lo que es muy poco probable la formación de una nube de vapor a partir de un vertido de crudo.

De todos los ejemplos analizados en caso de un escenario de explosión de una nube de vapor el de mayor radio de efecto pertenece al ocasionado a partir de los tanques de nafta. Aunque los efectos de la sobrepresión sobre el cuerpo humano no es igual que los efectos de las radiaciones, estas pueden afectar severamente a las personas y causar grandes disturbios a la propiedad en un radio mayor con respecto a la radiación.

Según Djelosevic y Tepic, (2019), las unidades de proceso que mayor capacidad, en cuestión de material almacenado, son las que mayor alcance representa la explosión de la nube de vapor. Esto no ocurre con respecto los tanques de nafta, pero es mucho más probable la formación de una nube de vapor por esta sustancia que por el petróleo que es menos volátil, por esta razón es que el alcance de los escenarios de los tanques de nafta es mucho el alcance de los tanques de petróleo.

3.2.3 Resultados y análisis de la estimación del alcance de los escenarios BLEVE

Los escenarios de BLEVE más bola de fuego se pueden originar como accidente secundario a partir del escenario de charco de fuego. En el anexo 24 se muestra los resultados obtenidos en las simulaciones de los escenarios de BLEVE.

En las figuras 3.15 (a y b) se muestra el alcance de las radiaciones generadas a partir de las bolas de fuego para tanque 8 y 101.

En ambas figuras se puede observar el alcance las radiaciones emitidas por la bola de fuego, en caso de que se produjese. Las radiaciones hasta los 10 kW/m^2 afecta a toda la empresa parte de las viviendas que se encuentran cerca de la planta. Las radiaciones de 2 kW/m^2 alcanzan un radio de cuatro kilómetros, llegando hasta la zona poblada perteneciente a Santa Marta. Según ALOHA, (2016) las radiaciones superiores a 10 kW/m^2 son potencialmente letales en un intervalo de 60 segundos de exposición; las superiores a 5 kW/m^2 provocan quemaduras de segundo grado y las superiores a 2 kW/m^2 , dolor dentro de 60 segundos.



Figura 3.15a Alcance del accidente de BLEVE más bola de fuego en el tanque 8.



Figura 3.15b Alcance del accidente de BLEVE más bola de fuego en el tanque 101.

Se afirma que el escenario de BLEVE más bola de fuego, a pesar de su poca duración, provoca daños mayores con respecto a los escenarios de charco de fuego y explosión de una nube de vapor. El alcance del mismo puede afectar no solo al personal de la planta, sino que sobrepasa sus límites y afecta a los pobladores de zonas cercanas (Whemeier y Mitropetros, 2016; Blengini et al., 2017). Sin embargo, el escalado a partir de una bola de fuego solo se produce a valores superiores a 100 kW/m^2 y no son creíbles en muchos de los casos (Reniers y Cozzani, 2013).

En las figuras mostradas en este epígrafe se pudo apreciar los efectos de la distancia con respecto a la intensidad de radiación y la sobrepresión. Mientras

mayor sea la distancia, desde el punto en que se produce el accidente, va disminuyendo los valores de los vectores de escalado. Aun así, las consecuencias de estos accidentes pueden ser devastadores y ocasionar graves afectaciones a la salud humana.

3.3 Resultados y análisis de la probabilidad de ocurrencia de los accidentes

En este epígrafe se muestran los diferentes resultados obtenidos en la cuantificación de la frecuencia inicial de derrame y accidentes por análisis histórico, probabilidad de ignición y de escalado de los accidentes.

3.3.1 Resultados y análisis de la cuantificación de la frecuencia inicial de derrame

La frecuencia inicial de los accidentes se determina a través del análisis histórico de accidentes de los últimos diez años. En el caso de las unidades de proceso que presenten fugas y derrames la frecuencia inicial de derrames es la suma de estas cantidades dividido entre los diez años, obteniendo un valor frecuencial. En el anexo 30 se muestra se muestra la cantidad de derrames y fugas con respecto a cada unidad de proceso.

La mayoría de las unidades de proceso presentan al menos un derrame o fuga a lo largo de estos diez últimos años. Las unidades con mayor número de derrames son tanque 6 y casa de bombas con una cantidad de derrames de seis para una frecuencia de 0,6. Con respecto a las fugas en tanque 6 ocurrieron 2 por lo que la frecuencia total de derrame es de 0,8. En los tanques 16, 101, 102 y en las calderas la cantidad de derrames es la mínima posible con una frecuencia de 0,1.

Es preciso señalar que para los casos de fuga de los tanques 7 y 14 que se reportan, ocurrieron cuando dichos tanques presentaban columna desgasificadora en el centro del tanque.

La mayoría de los derrames se producen en las tuberías de salida y entrada a las unidades de proceso por problemas de corrosión en las tuberías, errores en los equipos de instrumentación de medida y errores cometidos por el personal incumpliendo las normas de descarga. En cuanto a las fugas de gas se producen

mayoritariamente por las válvulas y las principales causas son por el mal estado de las líneas del sistema de recuperación de gas en la planta y fallas en el equipo de instrumentación.

3.3.2 Resultados y análisis de la determinación de la probabilidad de ignición

La probabilidad de ignición directa se determina según Changlong et al., (2012) a través de la ecuación 2.7 que depende de la obtención de la probabilidad de ignición debido al material derramado que se muestra en el anexo 11, al flujo y en función de la fuente, por las ecuaciones 2.5 y 2.6, respectivamente.

Al existir evidencia de que se producen incendios en las áreas verdes del área y fallos eléctricos con la frecuencia determinada según el análisis histórico, se plantea que existe una fuente de ignición segura producto de estos eventos; aunque, al tener un buen control de la seguridad del proceso, la probabilidad de ignición directa se reduce a 0,25.

3.3.3 Resultados y análisis de la determinación del valor de frecuencia inicial para los escenarios de incendio y explosión

Utilizando la metodología del árbol de eventos se puede determinar la frecuencia inicial de los accidentes para el caso de incendio y explosión. Se construyen los árboles teniendo en cuenta la frecuencia inicial de derrame, la probabilidad de ignición directa e indirecta.

La probabilidad de ignición retardada se determina según BEVI, (2009) como todo lo que no fue probabilidad de ignición directa, en este caso, es 0,75. La probabilidad de explosión se toma 0,4 por tratarse de combustibles líquidos, acorde a lo planteado por BEVI, (2009) y Wells, (2003). En el anexo 31 (a, b y c) se muestra los árboles utilizados para la determinación de la frecuencia inicial del accidente por análisis histórico.

El anexo 31 a es la correspondiente al derrame de líquidos inflamables para tanques atmosféricos, la 31 b es para las fugas de gas en los tanques atmosféricos y el anexo 31 c para fuga de gas en tanque presurizados y los correspondientes a las

Los resultados de las frecuencias iniciales obtenidas se muestran en los anexos 32 y 33 para cada una de las ramas del árbol de suceso para los escenarios de incendio y explosión, respectivamente.

Las unidades de mayor frecuencia son las referidas a tanque 6 y casa de bombas con respecto a los escenarios de incendio debido a que son las unidades con mayor frecuencia de derrame. Estas unidades también se corresponden con las de mayor frecuencia para escenarios de explosión por petróleo.

3.3.4 Resultados y análisis de la probabilidad de escalados de los accidentes

Para determinar la probabilidad de escalado de los accidentes desde una unidad primaria es necesario conocer la distancia entre cada una de las unidades de proceso dentro de la planta. Las distancias se muestran en el anexo 34.

Se introducen dichas distancias en las simulaciones realizadas en ALOHA con el objetivo de determinar el valor de los vectores de escalado para cada escenario que se pueda manifestar con respecto a otra teniendo en cuenta la distancia. Se determinan valores de probit según Reniers y Cozzani (2013) y Mukhin *et al.*, (2017). Los resultados de las probit obtenidos y su respectivo valor de probabilidad de muestran en el anexo 35.

Como es de esperarse, para las unidades de proceso que presentan mayor intensidad de radiación, le reportan una mayor probabilidad de escalado. Las unidades de mayor probabilidad de escalado son las correspondiente los tanques de almacenamiento de petróleo de la ECO debido a la cercanía entre las unidades de proceso con que superan el 80% de escalado en la mayoría de las unidades de esta área con respecto a la intensidad de las radiaciones.

En cuanto a la sobrepresión, las unidades correspondientes a los tanques de almacenamiento de nafta son las que mayor probabilidad de escalado reportan teniendo en cuenta las ecuaciones de Reniers y Cozzani, (2013) con valores que sobrepasan el 90% entre esas mismas unidades y también afectando a los tanques de almacenamiento de petróleo.

Los mayores valores se reportaron para las unidades relativamente cercanas. Para el vector de escalado por sobrepresión, la mayoría de las unidades presentan valores semejantes, correspondiente a la máxima sobrepresión reportada anteriormente.

Según la probabilidad de escalado calculada, las unidades de proceso que se refieren a los tanques de almacenamiento de nafta son las que reportan un mayor valor de probabilidad, superando el 60% como promedio de ocurrencia.

3.4 Resultados y análisis del nivel de ponderación

En este epígrafe se analizan los resultados obtenidos en los distintos valores de probabilidad necesarios para la ponderación de los resultados en la determinación del nuevo valor del Índice de incendio y explosión de DOW.

Se determina la cantidad de unidades secundarias dentro los vectores de daño y escalado es necesario conocer dichos valores umbrales. Se comparan las distancias para los cuales se alcanza dichos valores de radiación con la distancia real entre los equipos. Los resultados se muestran en el anexo 36.

Las unidades de proceso primarias que involucran a más unidades de proceso secundarias son las correspondientes a los tanques 6 y 101, con respecto al vector de daño, y para el vector de escalado las unidades pertenecientes al área de la ECO son las que mayor número de unidades secundarias involucra, por la cercanía entre ellas. No se muestran valores para las unidades correspondientes a las balas debido a que el alcance de las radiaciones producto de un posible chorro de fuego no es suficiente para hacer fallar el resto de las unidades de proceso.

De igual manera se determina la cantidad de unidades secundarias dentro los vectores de escalado y daño por sobrepresión, teniendo en cuenta los valores umbrales de sobrepresión y las características de los equipos (presurizados o atmosféricos). Los resultados obtenidos se muestran en el anexo 37.

La mayor cantidad de unidades secundarias se reportan dentro del vector de daño para los tanques de almacenamiento de nafta con 21 unidades cada una, al igual sucede para el vector de escalado para los mismos tanques siendo un total de 16

unidades secundarias. No se muestran valores para los tanques 7, 14, 101, 102, 103 y 104 puesto que solamente almacenan o procesan petróleo y es muy poco probable que ocurra una explosión por este combustible como accidente primario.

Según los resultados obtenidos hasta el momento, se determinan las potenciales unidades primarias, con el fin de evaluar las posibles cadenas de accidentes. Estas dependen de las probabilidades relativas que describe Reiniers y Cozani (2013) y de las unidades secundarias definidas anteriormente.

Para casi todas las unidades primarias la probabilidad de desarrollar alguna de las combinaciones de accidentes que refleja Reniers y Cozzani (2013) es de 99%, excepto las unidades correspondientes a los tanques de almacenamiento de petróleo con un 18% para desarrollar solamente la cadena correspondiente a incendio como accidente primario y secundario. En el anexo 38 se muestran las posibles cadenas de suceso y su respectiva probabilidad.

Alguno de los valores de los niveles de ponderación necesarios para la determinación del nuevo FEI se analizan en el epígrafe 3.3, por ejemplo, los valores de probabilidad de ignición, frecuencia inicial de derrame. En el caso de la frecuencia inicial de los accidentes para incendio y explosión se seleccionan los mayores valores de frecuencia para cada unidad de proceso por individual. Con respecto a la probabilidad de escalado de los accidentes determinado por las ecuaciones probit se calcula un promedio teniendo en cuenta las unidades de proceso secundarias que afectan.

Los valores reflejados en la tabla 3.3 representan los resultados obtenidos para los diferentes niveles correspondientes a las probabilidades halladas hasta el momento.

Tabla 3.3 Resumen de niveles de ponderación

U/P	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	N10
1: TK6	5	5	5	1	0,99	0,80	0,25	0,15	0,13	0,08
2: TK7	0	0	-	-	-	0,50	0,25	0,05	0,04	0
3: TK8	1	1	11	9	0,99	0,30	0,25	0,07	0,06	0,52
4: TK14	0	0	-	-	-	0,50	0,25	0,10	0,09	0
5: TK15	1	1	5	3	0,99	0,40	0,25	0,07	0,10	0,50

U/P	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	N10
6: TK16	1	1	4	3	0,99	0,10	0,25	0	0	0,57
7: ICE	-	-	-	-	-	0,30	0,25	0,07	0,06	0
8: B1	-	-	4	4	0,99	0,30	0,25	0,07	0,06	0,33
9: B2	-	-	4	4	0,99	0,50	0,25	0,12	0,11	0,33
10: B3	-	-	4	4	0,99	0,30	0,25	0,07	0,06	0,32
11: B4	-	-	4	4	0,99	0,30	0,25	0,07	0,06	0,32
12: TK101	9	9	-	-	0,99	0,10	0,25	0,02	0,02	0,72
13: TK102	4	4	-	-	0,18	0,10	0,25	0,02	0,02	0,42
14: TK103	4	4	-	-	0,18	0	0,25	0	0	0,74
15: TK104	3	3	-	-	0,18	0	0,25	0	0	0,36
16: TK701	2	2	21	16	0,99	0,30	0,25	0,07	0,06	0,61
17: TK702	3	3	21	16	0,99	0	0,25	0	0	0,60
18: TK703	3	3	21	16	0,99	0	0,25	0	0	0,59
19: TK704	2	2	21	16	0,99	0,40	0,25	0,10	0,06	0,53
20: CB	-	-	-	-	-	0,60	0,25	0,15	0,13	0
21: ICTC	-	-	-	-	-	0	0,25	0	0	0
22: Calderas	-	-	-	-	-	0,10	0,25	0	0	0

Para cada uno de los niveles se determina un factor teniendo en cuenta la literatura especializada. En la tabla 3.4 se muestran dichos factores.

Tabla 3.4 Factor de nivel de ponderación

Factor de ponderación	Valor	Factor de ponderación	Valor
F_1	0,18	F_6	0,07
F_2	0,13	F_7	0,07
F_3	0,18	F_8	0,05
F_4	0,13	F_9	0,05
F_5	0,07	F_{10}	0,07

Estos valores se ponderan según el criterio de expertos y se determina un valor de nivel de ponderación general para cada unidad de proceso con el objetivo de comprobar qué importancia tiene cada una de las probabilidades obtenidas en la ocurrencia del efecto dominó (Kourniotis et al., 2000; Darbra et al., 2010; Reniers y Cozzani, 2013). En la figura 3.23 se muestran los resultados obtenidos del nivel de ponderación general para cada unidad de proceso.

Según la figura 3.16, las unidades que mayor nivel de ponderación son las unidades correspondientes a los tanques de almacenamiento de nafta con valores aproximados a 0,45 en el área de la ECO. Estas unidades no representan el mayor valor de frecuencia para los escenarios de incendio y explosión, pero son las unidades de proceso que más unidades secundarias afectan dentro el vector de daño y escalado por sobrepresión.

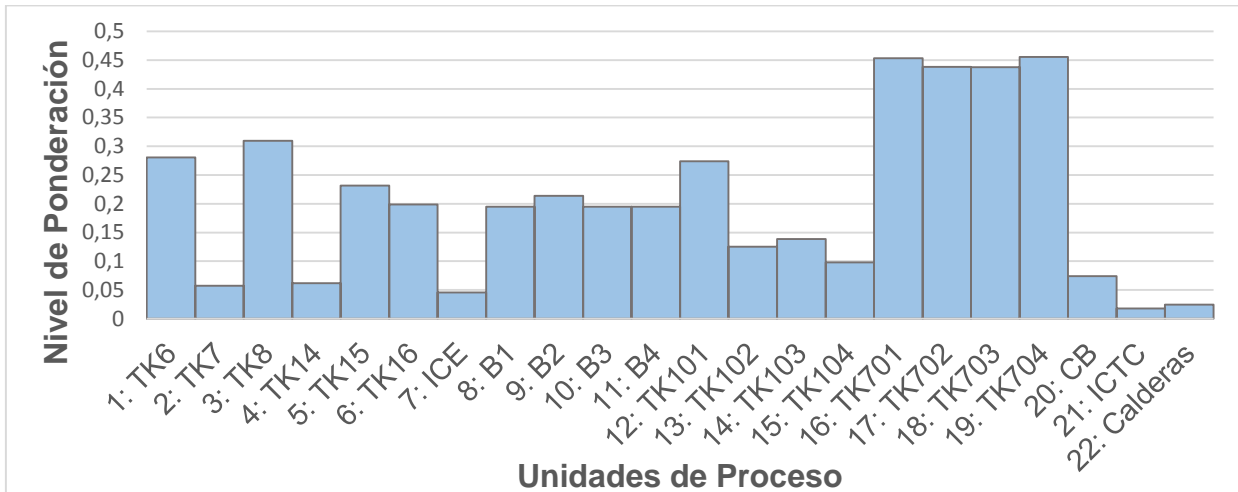


Figura 3.16 Nivel de ponderación para cada unidad de proceso

Las unidades de menor nivel de ponderación son casa de calderas y los intercambiadores de calor de tubos y coraza, pues no afecta a ninguna unidad de secundaria dentro el vector de daño y escalado por radiación y sobrepresión, y, tanto la probabilidad de escalado y la mayor frecuencia para escenario de incendio y explosión reportan valores igual a cero.

3.5 Validación de la modificación propuesta a partir de la comparación de sus resultados con el DOW original

En este epígrafe se comparan los resultados obtenidos a partir de las modificaciones propuestas con respecto al nuevo valor de FEI y el efecto que este tiene sobre las pérdidas totales.

En la tabla 3.5 se muestran los resultados de FEI obtenidos a partir de la afectación de los niveles de ponderación.

Se observa cómo influye, en el valor del FEI, la probabilidad de la ocurrencia de un accidente con efecto dominó, tenidas en cuenta en el cálculo del nivel de ponderación general. Se muestra un incremento en el valor de FEI, lo que supone en muchos casos un aumento en el grado de peligrosidad de la unidad de proceso. Las unidades de proceso 1, 3, 5 y 6 alcanzan un nivel catastrófico. Esto repercute directamente en las pérdidas totales.

Tabla 3.5 Comparación de los resultados de FEI original y modificado

U/P	FEI normal	Clasificación	FEI modificado	Clasificación nueva	Incremento IFE
1: TK6	295,46	Severo	378,45	Catastrófico	1,28
2: TK7	277,54	Severo	293,43	Severo	1,06
3: TK8	312,09	Severo	408,77	Catastrófico	1,31
4: TK14	265,90	Severo	282,38	Severo	1,06
5: TK15	308,44	Severo	390,38	Catastrófico	1,27
6: TK16	308,44	Severo	369,80	Catastrófico	1,20
7: ICE	125,45	Intermedio	131,17	Intenso	1,05
8: B1	171,77	Severo	205,26	Severo	1,19
9: B2	171,77	Severo	208,48	Severo	1,21
10: B3	171,77	Severo	205,20	Severo	1,19
11: B4	171,77	Severo	205,20	Severo	1,19
12: TK101	170,70	Severo	217,48	Severo	1,27
13: TK102	170,70	Severo	192,12	Severo	1,13
14: TK103	170,70	Severo	194,41	Severo	1,14
15: TK104	170,70	Severo	187,40	Severo	1,10
16: TK701	116,22	Intermedio	168,92	Severo	1,45
17: TK702	116,22	Intermedio	167,14	Severo	1,44
18: TK703	116,22	Intermedio	167,12	Severo	1,44
19: TK704	116,22	Intermedio	169,18	Severo	1,46
20: CB	179,04	Severo	192,24	Severo	1,07
21: ICTC	132,85	Intenso	135,18	Intenso	1,02
22: Calderas	232,51	Severo	238,21	Severo	1,02

Con el aumento del valor de FEI, incrementa directamente el radio y el área de exposición, y, por ende, todas las pérdidas que dependen del área de exposición sufrirán un incremento acelerado con respecto a la aplicación de Índice de DOW

original. En el anexo 39 se muestra el aumento del radio, área de exposición y el valor del área de exposición.

En la figura 3.17 se muestra el incremento que sufre el valor del área de exposición con respecto al resultado obtenido en la aplicación del DOW original.

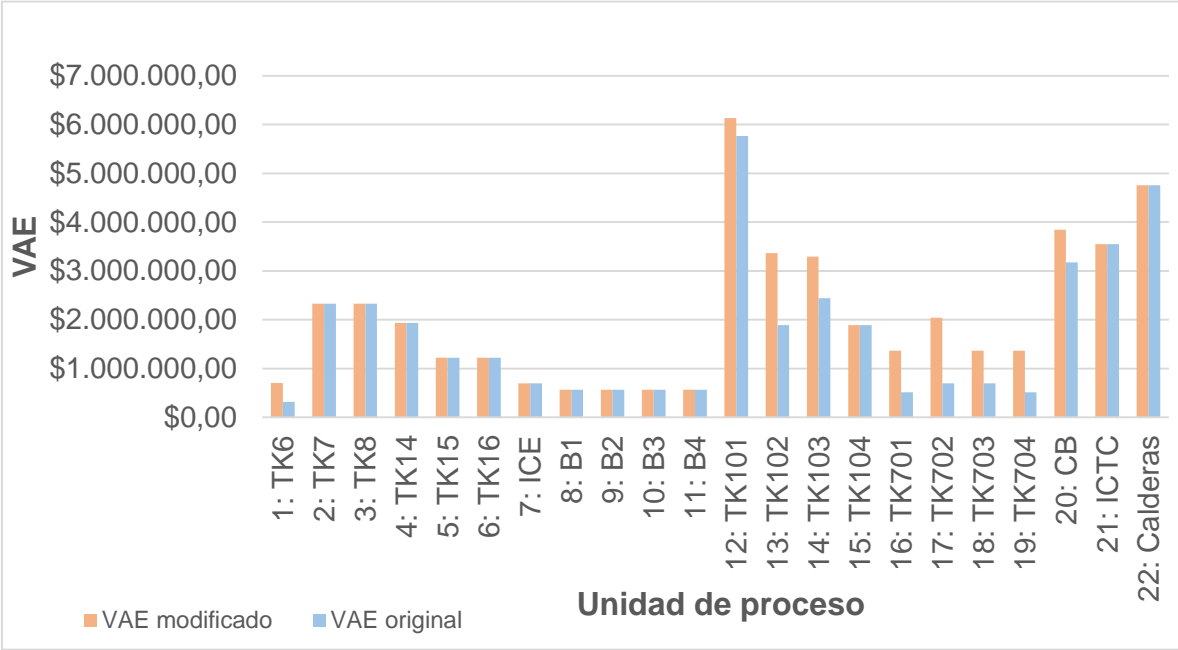


Figura 3.17 Comparación del VAE original y modificado

Como se puede observar, en casi todas las unidades de proceso aumenta el valor del área de exposición debido al incremento del área de exposición. Unidades como tanque 101 generan pérdidas de un valor que asciende a más de los 6 millones de dólares, puesto que involucra más unidades secundarias dentro de su área de exposición.

Es preciso señalar que el costo de los equipos, del material y de otras unidades dentro del área de exposición tienen el mismo valor que como se determinó en el DOW original. Estos costos dependen de las características físicas y del material que almacena la unidad de proceso en cuestión.

Con el valor del área de exposición aumentado, afecta también directamente en el máximo daño probable a la propiedad (base y actualizado). Los factores de daño y de bonificación de los cuales dependen el MPPD base y actualizado mantienen el

valor obtenido anteriormente analizados en el epígrafe 3.1. En el anexo 40 se muestra los nuevos valores de MPPD obtenidos.

Los Máximos días perdidos depende directamente de la determinación del MPPD actualizado. En la figura 3.18 (a y b) se muestra una comparación del incremento de los días perdidos y las pérdidas monetarias que estos significan por concepto de paralización de la producción, respectivamente.

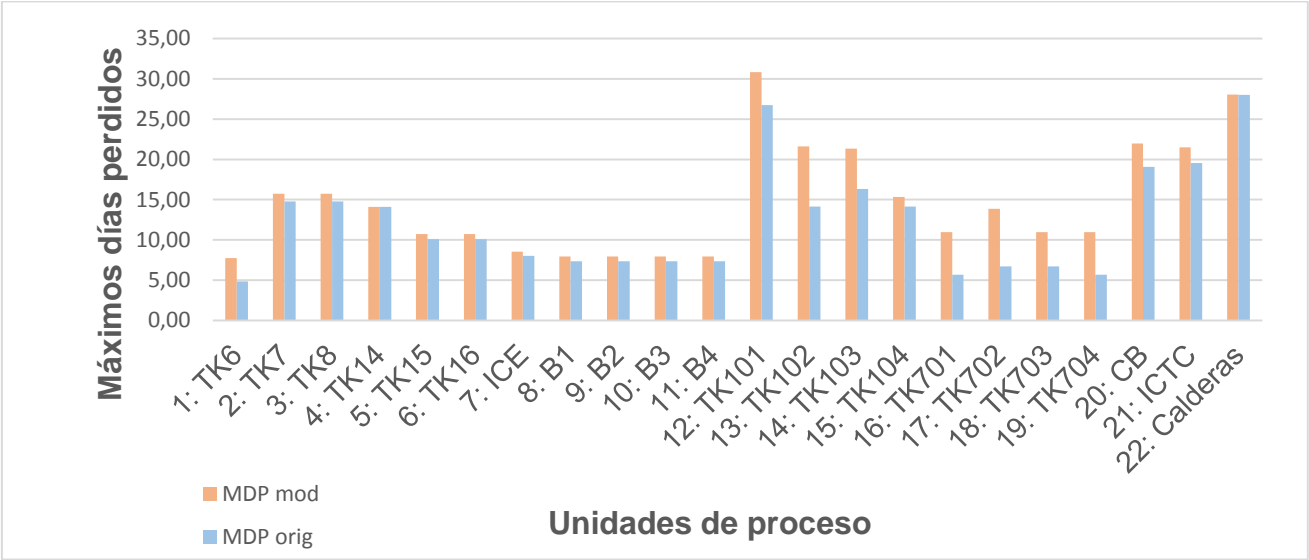


Figura 3.18a Comparación entre los máximos días perdidos

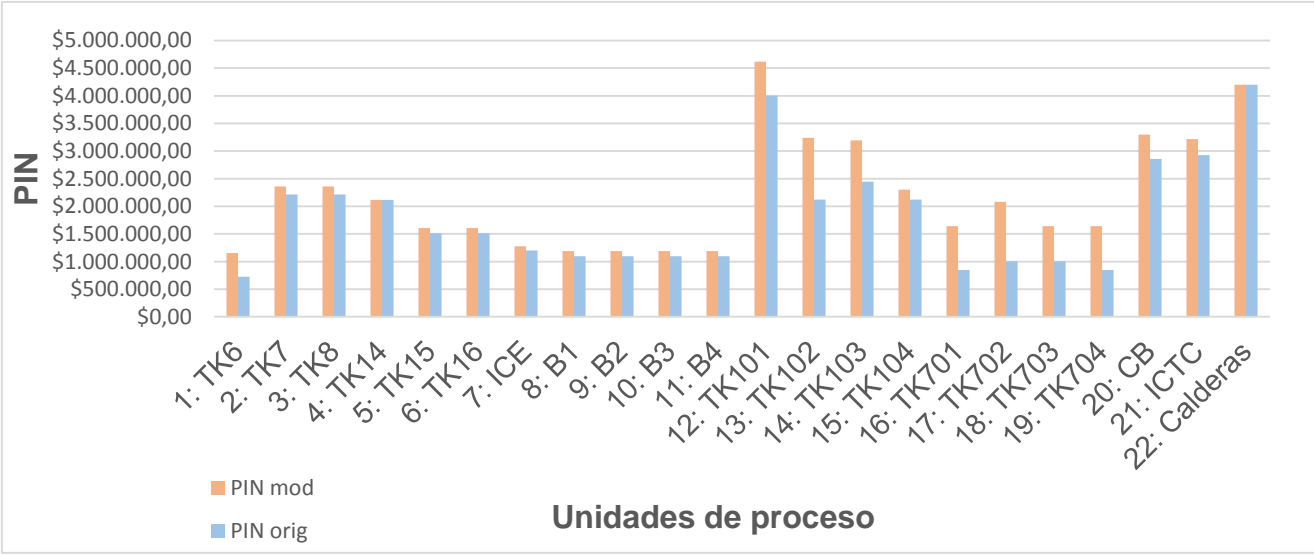


Figura 3.18b Comparación entre las pérdidas por interrupción de negocio

En las figuras 3.18 (a y b) algunas unidades de proceso aumentan la cantidad de días perdidos como es el caso de tanque 6 que es al que más le aumentan los días en el área de PPC y todas las unidades de la ECO. El mayor número de días perdidos lo reporta el tanque 101 sobrepasando los 30 días de paralización. En cuanto a las pérdidas por interrupción de negocio, los mayores valores corresponden, una vez más, a tanque 101, donde su valor excede a los 4.5 millones de dólares.

Estos gráficos están en correspondencia con la figura 3.17, en las unidades donde aumenta el valor del área de exposición, aumentan los días perdidos y este repercute en la producción.

En la figura 3.19 se muestran las pérdidas totales que corresponden a este nuevo valor de FEI determinado.

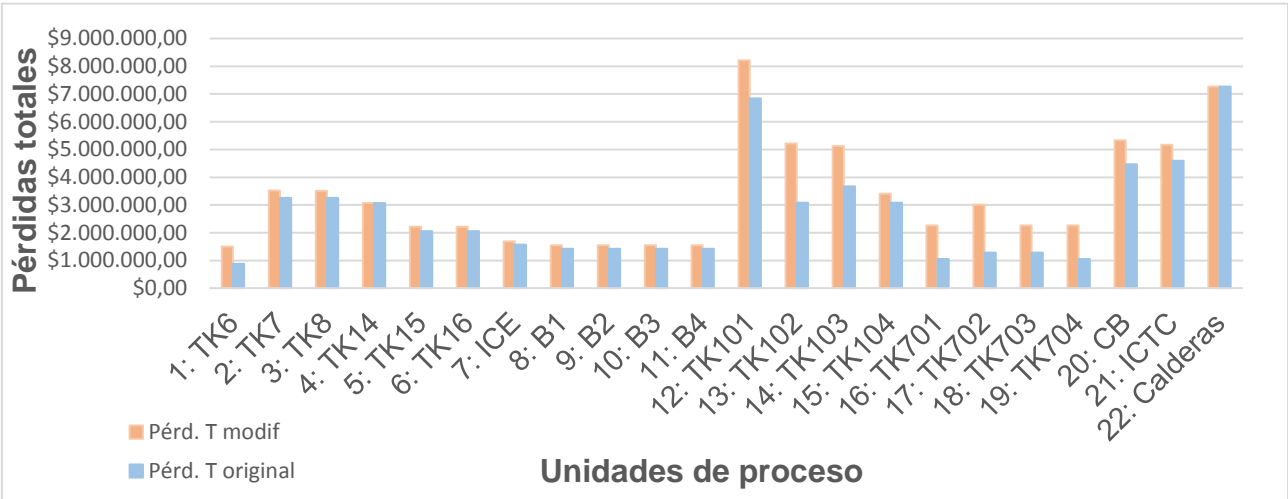


Figura 3.19 Comparación de las pérdidas totales

Las pérdidas totales mayores las reporta tanque 101 con ocho millones de dólares aproximadamente. Se puede evidenciar un cambio notorio en las pérdidas de los tanques 102 y 103, además de los tanques almacenamiento de nafta, que, aunque no son considerable comparadas con las pérdidas de tanque 101, si presentan diferencias con respecto a las halladas mediante la aplicación del Índice de DOW original.

Al analizar los nuevos valores registrados a partir de las modificaciones propuestas en la obtención del Índice de DOW modificado, se puede apreciar el aumento de las consecuencias de la ocurrencia del efecto dominó en los accidentes, desde el punto de vista económico.

Al tener en cuenta las probabilidades referentes al escalado de un accidente, se agravó el grado de peligrosidad de las unidades de proceso, y, desde ahí, significaron mayores pérdidas económicas a la empresa.

3.6 Conclusiones parciales del capítulo

1. Las unidades de proceso que presentan mayor peligrosidad son las referidas a los tanques de la Planta de Procesamiento de Crudo (TK6, TK7, TK8, TK14, TK15, TK16) seguidos por los generadores de vapor.
2. Producto del buen control del proceso, las unidades con mayor factor de bonificación son los tanques de la ECO con un valor de 0,53; el cual incide directamente en la reducción de las posibles pérdidas económicas por concepto de incendio y explosión.
3. La mayoría de las unidades de proceso presentan un factor de daño de 0,8, lo cual implica una alta proporción de pérdidas debido a accidentes de incendio y explosión.
4. Los máximos días probables perdidos, resultantes de la aplicación original del Índice DOW de Incendio y Explosión oscilan entre 4 y 28 días en toda el área, con una mayor influencia de las calderas y el tanque 101 con 27 y 28 días respectivamente.
5. Las mayores pérdidas por paralización de la producción corresponden a las unidades de procesos que detienen la producción por más tiempo y que provocan mayores pérdidas teniendo en cuenta los niveles de seguridad industrial; en este caso, las calderas y tanque 101 son las que mayores pérdidas ocasionan.
6. Los mayores niveles de radiación debido a un charco de fuego se pueden producir en las unidades de procesos referidas a TK8, TK6, TK702 y TK101; mientras que los mayores picos de sobrepresión por una VCE se producen en TK8, TK6, TK701.

7. El escenario de BLEVE más bola de fuego, a pesar de su poca duración, provoca daños mayores con respecto a los escenarios de charco de fuego y explosión de una nube de vapor.
8. Las unidades de proceso primarias que involucran a más unidades de proceso secundarias son las correspondientes a los tanques 6 y 101, con respecto al vector de daño, y para el vector de escalado las unidades pertenecientes al área de la ECO son las que mayor número de unidades secundarias involucra, por la cercanía entre ellas.
9. Los factores de ponderación evidencian la importancia que tiene en el desarrollo del efecto dominó, la cantidad de unidades que pueden ser dañadas producto de las radiaciones y sobrepresiones con un valor de 0,18 cada uno.
10. Las unidades que mayor nivel de ponderación tienen son las correspondientes a los tanques de almacenamiento de nafta con valores aproximados a 0,45 en el área de la ECO.
11. Luego de aplicar los resultados del nivel de ponderación en la metodología propuesta, se muestra un incremento en el valor de FEI en todas las unidades de proceso, siendo las unidades de proceso 1, 3, 5 y 6 las que alcanzan un nivel catastrófico.
12. Las pérdidas totales mayores luego de tener en cuenta el nivel de ponderación, las reporta el tanque 101 con 8 millones de dólares aproximadamente y se evidencia un cambio notorio en las pérdidas de los tanques 102 y 103, y en los tanques de almacenamiento de nafta respecto a las calculadas con la guía original del DOW.

Conclusiones

1. El diseño de un nuevo índice a partir de la adaptación del Índice DOW de incendio y explosión, permitió la cuantificación de las pérdidas económicas posibles debido al carácter continuado de accidentes dentro de la EPEP-Centro.
2. Al contemplar el carácter continuado de accidentes dentro de las pérdidas económicas, se aprecia que un total de nueve unidades de proceso aumentan en la escala de peligrosidad propuesta; alcanzando el grado de catastrófico las unidades de proceso TK6, TK8, TK15 y TK16.
3. El mayor número de días perdidos lo reporta el tanque 101 por encima de los 30 días de paralización y las mayores pérdidas por interrupción de negocio, están asociadas a esta misma unidad de proceso, donde su valor excede a los 4,5 millones de dólares.
4. Al analizar los nuevos valores registrados a partir de las modificaciones propuestas en la obtención del Índice de DOW modificado, se puede apreciar el aumento de las consecuencias de la ocurrencia del efecto dominó de los accidentes, desde el punto de vista económico, alcanzando las pérdidas valores de más de 8 millones de dólares en el TK 101.

Recomendaciones

1. Tener en cuenta los resultados referidos a las pérdidas económicas debido al carácter continuado de accidentes de incendio y explosión dentro de los planes de manejo para una mejor gestión de la seguridad industrial en el área analizada.
2. Incluir datos reales de pérdidas económicas por accidentes de incendio y explosión de la planta analizada dentro del análisis probabilístico.
3. Analizar los daños económicos debidos a posibles emisiones tóxicas en el área.

Bibliografía

- Abassi, SA, Abassi, T, Pompapathi, V, Tauseef, SM. (2018). Case studies of 28 major accidents of fire/explosions in storage tank farms in the backdrop of available codes/standards/models for safely configuring such tank farms. *Process Safety and Environment Protection*. 331-338.
- Abbasi, SA y Khan, FI. (1998). Models for domino effect analysis in chemical process industries. *Process Safety Progress*. 17. 107 p.
- Abbasi, SA, Abbasi, T, Mukhim, ED, Tauseef, SM. (2017). Domino effect in chemical process industries triggered by overpressure. Formulation of equipment-specific probits. *Elsevier*. 263-273.
<http://doi/10.1016/j.psep.2017.01.004>.
- Abbasi, SA; Abbasi, T; Pandey, S; Tauseef, SM, Vipin, K. (2018). Pool Fires in Chemical Process Industries: Occurrence, Mechanism, Management. *Journal of Failure Analysis and Prevention*. <http://doi/10.1007/s11668-018-0517-2>.
- Aboud, A. (2008). *Planning of petrochemical industry under environmental risk and safety considerations*. (Tesis en opción al grado de Máster de Ciencias Aplicadas en Ingeniería Química). Universidad de Waterloo. Waterloo, Ontario, Canadá.
- Agrawal, R, Ghuge, SP, Gurjar, BR, Sharma, RK, Wate, SR. (2013). Assessment of an accidental vapor cloud explosion: Lessons from the Indian Oil Corporation Ltd. Accident at Jaipur, India. *Journal of Loss*

Prevention in the Process Industries. 26. 82-90.
<http://doi/10.1016/j.jlp.2012.09.009>.

Ahmadi, O y Zarranejad, A. (2016). Fire and explosion risk assessment in a chemical company by application of DOW fire and explosion index. *JOHE Summer.* 4. 3

Ahmed, S, Jujuly, MM, Khan, F, Rahman, A. (2015). LNG pool fire simulation for Domino effect analysis. *Reliability Engineering and System Safety.* 143. 19–29.

Albridge, T, Cruse, H, Munday, M, Roche, N. (2015). Modelling the economic impacts of an accident at major hazard sites. *Health and Safety Executive.* 104 p.

AIChE. (1994). Dow's fire and explosion index hazard classification guide. 7th Ed. New York. Published by the American Institute of Chemical Engineers. New York, NY 10017. ISBN: 0-8169-0623-8.

Al-Dahhan WH, Yousif E (2018) Hydrogen Balloons: Bright Colors but Hidden Fire Hazard. *Int J Pub Health Safe* 3: 151.

Allen, N. (2009). Hazards of high flash point liquids in relation to the ATEX 137 Directive. *Symposium Series.* No. 155.

Antonioni G, Cozzani V, Khakzad N, Khan F, Reniers G, Taveau J. (2013). Quantitative Assessment of Risk Caused by Domino Accidents. Domino Effects in the Process Industries, Modeling, Prevention and Managing. *Elsevier.* Amsterdam, The Netherlands.

- API. (2016). In-situ burning. The fate of burned oil. *Regulatory and Scientific Affairs Department*. API Publication. Disponible en: <http://www.api.org>.
- Aprin, L, Birk, AM, Eyssette, R, Heymes, F, Lauret, P, Slangen, P. (2016). Near Field Blast Effects from BLEVE. *Chemical Engineering Transactions*. 283-288. <http://doi/10.3303/CET1648048>.
- Arnaldos, J, Casal, J, Montiel, H Vilchez, JA. (1996). Historical analysis of accidentes in the trasportation of natural gas. *Journal of Hazardous Matirials* 51. (1-3). 77-92. [http://doi/10.1016/S0304-3894\(96\)01819-5](http://doi/10.1016/S0304-3894(96)01819-5).
- Atkinson, G, Coldrick, S, Cusco, L, Gant, S. (2015). Flammable vapor cloud generation from overfilling tanks: Learning the lessons from Buncefield. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 35. 329-338. <http://doi/10.1016/j.jlp.2014.11.011>.
- Atkinson, G, Cowpe, E, Halliday, J, Painter, D. (2017a). A review of very large vapour cloud explosions: Cloud formation and explosion severity. Elsevier. 367-375. <http://doi/10.1016/j.jlp.2017.03.021>.
- Atkinson, G. (2017). Development of Heavy vapour Clouds in very low wind speeds. Elsevier. 162-172. <http://doi/10.1016/j.jlp.2017.04.011>.
- Baum, HR, Hamins, A, McGrattan, KB. (2000). Thermal Radiation from Large Pool Fires. *National Institute of Standards and Technilogy*. 31 p.
- Berger, A, Mishra, KB, Malow, M, Schälike, S, Schönbucher, A, Wherstedt, KD. (2013). Mass burning of a large TBPB pool fire: Experimental study and

modeling. *Chemical Engineering Transactions*. 31. 853-858
<http://doi/10.3303/CET1331143>.

Bestratén, M, Turmo, E. (2019). NTP 293: Explosion BLEVE. Evaluation of the thermal radiation. BLEVE's Assessment of Thermal Radiation. *Ministerio del trabajo y asuntos Sociales España e Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo*. 10 p.

BEVI. (2009). Reference Manual BEVI Risk Assessments. Versión 3.2. Netherlands.

Binda, M, Bruinen de Bruin, Y, Fabbri, L. (2017). *Accident Damage Analysis Module (ADAM) – Technical Guidance*, EUR 28732 EN.
<http://doi/10.2760/719457>.

Blengini, GA, Blagoeva, D, Dewulf, J, Torres de Matos, C, Nita, V, VidalLegaz, B, Latunussa, CEL, Kayam, Y, Talens Peirò, L, Baranzelli, C, Manfredi, S, Mancini, L, Nuss, P, Marmier, A, Alves-Dias, P, Pavel, C, Tzimas, E, Mathieux, F, Pennington, D, Ciupagea, C. (2017). Assessment of the Methodology for Establishing the EU List of Critical Raw Materials. Publications Office of the European Union, Luxemburg. 978-92-79.
<http://doi/10.2760/73303.JRC106997>.

Bubbico, R.; Dusserre, G.; Mazzarotta, B. (2016). Calculation of the flame size from burning liquid pools. *Chemical Engineering Transactions*. 53. 67-72 <http://doi/10.3303/CET1653012>.

- Carol, S, Casal, J, Lázaro-Touza, L, Ronza, A. (2009). Economic valuation of damages originate by major accident in port areas. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 22. 639-648. <http://doi/10.1016/j.jlp.2009.03.001>.
- Carol, S. (2001). *Una nueva metodología para la predicción de la gravedad de los accidentes industriales aplicando el análisis histórico*. (Tesis presentada para optar al grado de Doctor Ingeniero Industrial). Universidad de Barcelona. Barcelona, España.
- Casal, J, Hemmatian, B, Planas-Cauchí, E. (2014). Analysis of methodologies and uncertainties in the prediction of BLEVE blast. *Chemical Engineering Transactions*. 36. 541-546. <http://doi/10.3303/CET1436091>.
- Casal, J; Montiel, H; Planas, E; Vilchez, J. (2002). Análisis del riesgo en instalaciones industriales. 2da ed. Barcelona: Ediciones UPC. 362 p.
- Cavaglione, C, Fabiano, B, Palazzi, E, Reverberi, AP. (2016). Multicomponent Hydrocarbon Pool Fire: Analytical Modelling and Field Application. *Chemical Engineering Transactions*. 48. 187-192. <http://doi/10.3303/CET1648032>.
- Cermelli, D; Curròb, F, Vairoc, T, Fabiano, B. (2018). Hydrogen Jet-Fire: Accident Investigation and Implementation of Safety Measures for the Design of a Downstream Oil Plant. *Chemical Engineering Transactions*. 67. ISBN:978-88-95608-64-8; ISSN:22839216.

- Chamberlain, G, Oran, E, Pekalski, A. (2019). Detonations in industrial vapor cloud explosions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 62. <http://doi/10.1016/j.jlp.2019.103918>.
- Chang, JI y Lin, CC. (2005). A study of storage tank accidents. *Journal of Loss Prevention in the process industries*. 51-59.
- Changlong, Z, Juncheng, J, Xiongjun, Y. (2012). Study on ignition probability of flammable materials after leakage accidents. *Procedia Engineering*. 45. 435-441. <http://doi/10.1016/j.proeng.2012.08.182>.
- Chatelet, E, Lallement, P, Kadri, F. (2013). The assessment of risk caused by fire and explosion in chemical process industry: A domino effect based study. *Journal of Risk Analysis and Crisis Response*. [en línea]. Vol. 3. No 2. 66-76 p. [citado 7 diciembre 2019].
- Chen, D, Zhao, J, Zhao, X, Zhou, Y. (2016). Research on fire and explosion accidents of oil depots. *Chemical Engineering Transactions*. 51. <http://doi/10.3303/CET1651028>.
- Chen, M y Wang, K. (2018). A Bow-Tie model for analyzing explosi3n and fire accident induced by unloading operation in petrochemical enterprises. *Process Safety Progress*. 38.(1). 78-86. <http://doi/10.1002/prs.11990>.
- Chen, Z; Song, W; Wang, J; Zhang, M. (2014). Accident consequence simulation analysis of pool fire in fire dike. *Procedia Engineering*. 84. 565-577. DOI: 10.1016/j.proeng.2014.10.469.

CL: AIRE, (2017). Petroleum Hydrocarbons in Groundwater: Guidance on assessing petroleum hydrocarbons using existing hydrogeological risk assessment methodologies. CL: AIRE, London. ISBN 978-1-905046-31-7. www.claire.co.uk/phg.

Clark, I; De Groeve, T; Marin Ferrer, M; Poljanšek, K. (2017). *Science for disaster risk management 2017: knowing better and losing less*. EUR 28034 EN, Publications Office of the European Union, Luxembourg. ISBN 978-92-79-606786, doi:10.2788/688605, JRC102482.

Cozzani, V, Genserik, R, Faisal, K, Jie,L. (2017). *A bibliometric analysis of peer-reviewed publications on domino effects in the process industry*. <http://doi/10.1016/j.jlp.2016.06.003>.

Cui, H, Hu, Y, Ma, S, Yuan, C, Zhang, Y, Zuo, T. (2019). Analysis method for causal factors in emergency processes of fire accidents for oil-gas storage and transportation based on ISM and MBN. *Journal loss Prevention in the Process Industries*. 62. <http://doi/10.1016/j.jlp.2019.103964>.

Darbra, RM; Palacios, A; Casal, J. (2010). Domino effect in chemical accidents: main features and accident sequences. *Journal of Hazardous Materials* 183. 565–573.

Debernardi, ML, Danzi, E, Di Lolli, A, Marmo, L, Riccio, D, Salzano, E. (2019). A case study of multiple explosions of chemicals under fire conditions.

Journal Loss Prevention in the Process Industries. 62.
<http://doi/10.1016/j.jlp.2019.103932>.

Días, F, Gonzáles, E, Miñana, A, Martínez, J, Ruíz, J, Sánchez, JF. (2006). Characteristic overpressure-impulse-distance curves for the detonation of explosives, pyrotechnics or unstable substances. *Journal of Loss Prevention in the Procces Industies.* 19. 724-728.

Ding, L; Ji, J; Khan, F. (2020). Risk-based safety allocation to prevent and mitigate storage fire hazard. *Process Safety and Environmental Protection.* <http://doi/10.1016/j.psep.2020.01.008>.

Djelosevic, M; Tepic, G. (2019). Identification of fragmentation mechanism and risk analysis due to explosion of cylindrical tank. *Journal of Hazardous Materials.* 362, 17-35. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2018.09.013>.

Dueñas, J. (2020) *Predicción del impacto económico, ambiental y humano debido al carácter continuado de accidentes de incendio y explosión en la Terminal-320 de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas.* (Tesis de maestría para la obtención del título de Máster en Ingeniería Asistida por Computadora). Universidad de Matanzas. Matanzas. Cuba. Disponible en: <http://cict.umcc.cu>.

Dueñas, JA. (2018). *Evaluación del impacto económico, ambiental y humano de posibles accidentes provocados por incendios y explosión en la Base de Crudos de la Empresa Comercializadora de Combustibles de*

Matanzas. (Tesis presentada para optar el título de Ingeniero Químico).

Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba

ECHA. (2018). European Chemicals Agency. Guide on Safety data sheets and exposure scenarios. <http://doi/10.2823/557928>.

Gill, JC, Malamund, BD. (2016). Hazard interactions and interaction networks (cascades) within multi-hazard methodologies. *Earth Syst. Dynam.* 659–679. <http://doi/10.5194/esd-7-659-2016>.

Guo, S, Peng, M, Ruan, J, Wam, W. (2013). Cause analysis of the fire and explosion during crude oil desulfurization in China. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries.* 961-967.

Gupta, JP. (1997). Application of DOW's fire and explosion index hazard classification guide to process plant in the developing countries. *Journal Loss Prevention in the Process Industries.* 10. (1). 7-15

Gyenes, Z, Struckl, M, Wood, M. (2017). *Handbook of Scenarios for Assessing Major Chemical Accident Risks.* EUR 28518 EN. <http://doi/10.2760/884152>.

Han, S. Q. (2010). Accident process and cause analysis of "7.16" explosion and fire accident of pipeline in Dilan China Petroleum of Internatioa Logistics Company. *Chemical Safety and Environment.* 34.7-9. [http://refhub.elsevier.com/S0950-4230\(13\)00190-3/sref](http://refhub.elsevier.com/S0950-4230(13)00190-3/sref).

Health and Safety Executive. (2001). Public Report of the fire and explosion at the Conocophillips Humber Refinery on 16 april 2001.

- Heezen, P, Kooi, E, Mahesh, S, Spoelstra M. (2015). Domino effects at LPG and Propane Storage Sites in the Netherlands. *Reliability Engineering and System Safety*. 143. 85–90.
- HSE. (2018). Annual Science Review. Helping Great Britain work we. [en línea] [citado 15 diciembre de 2019]. Disponible en: <http://www.hse.gov.uk/horizons/>.
- Huang, Y. (2017). *Quantitative risk analysis for explosion safety of oil and gas facilities*. (Tesis presentada para obtener el grado científico de Doctor en Filosofía). Universidad Occidental de Australia. Australia.
- Ibarra, EV. (2016). *Metodología de análisis cuantitativo de riesgo incluyendo el efecto dominó*. (Tesis para optar por el grado de Máster en Seguridad tecnológica y ambiental en procesos químicos). Universidad Central de Las Villas. Santa Clara. Cuba
- ICI. (1985). Imperial Chemical Industries. The Mond Index. Second edition. ICI, Winnington.
- Inanov, O, Shevchuk, I, Smik, S, Vasiytnska, K. (2018). Visualization of pool fire action zones with using mapinfo gis for the number of filling stations of the Odessa (Ukraine) residential district. *Chemical Engineering: Ecology and Environmental Technology*. 39.(1/3). <http://doi/10.15587/2312-8372.2018.124241>.
- INSHT. (1995). Índices de riesgo de procesos químicos. INSHT, Barcelona.

- Karderll, L y Lööf, M. (2014). *QRA with respect to domino effects and property damage*. ISSN: 1402-3504. ISRN: LUTVDG/TVBB--5461—SE. 92p.
- Khosravi, M, Shariati, A, Zareei, H. (2016). A consequence analysis of the explosion of spherical tanks containing liquefied petroleum gas (LPG). *Iranian Journal of Oil & Gas Science and Technology*. 5. (3). 32-44.
- Kidam, K, Hurme, M. (2013). Analysis of equipment failures as contributors to chemical process accidents. *Process Safety and Environmental Protection*. 91. <http://doi/10.1016/j.psep.2012.02.001>.
- Kourniotis, SP, Kiranoudis, CT, Markatos, NC. (2000). Statistical analysis of domino chemical accidents. *Journal of Hazardous Materials*. 71. 239-252.
- Landucci, G, Khakzad, N, Reniers, G, Zhang, L, Zhou, J. (2017). DAMS: A model to assess domino effects by using agentbased modeling and simulation. *Society for Risk Analysis*. <http://doi/10.1111/risa.12955>.
- Lang, X.Q., Liu, Q.Z., Gong, H., Tao, B. (2011). Some thinking about a few major fire accidents in oil depot. In: China Occupational Safety and Health Association. Proceedings of the 2011 Annual Meeting of China Occupational Safety and Health Association. Coal Industry Press, Beijing, 225–228 p.
- Laurent, A, Perrin, L, Dufaud, O. (2016). Consequence Assessments of a Cold BLEVE. Can we do it better? *Chemical Engineering Transactions*. 48. 211-216. <http://doi/10.3303/CET1648036>.

- Lees, F.P. (2012). *Loss prevention in the process industries: Hazard identification, assessment and control*, fourth edition. ED. Mannan S., Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Liu, XY, Zhou, N. (2012). *Introduction on Safety Management of Oil-Gas Storage and Transportation*. China Petrochemical Press, Beijing.
- Machado, R, Roman, F. (2017). Effect of tank diameter on thermal behavior of gasoline and diesel storage tanks fires. *Journal of Hazardous Materials*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jhazmat.2017.08.052>.
- Mannan, M, Suardin, J, Sam; EH. (2006). The integration of Dow's fire and explosion index (F&EI) into process design and optimization to achieve inherently safer design. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. 79-90.
- Mariotti, V, Nomen, R, Sempere, J. (2014). QRA including domino effect as a tool for Engineering Design. *Procedia Engineering*. 84. 23-32. <http://doi/10.1016/j.proeng.2014.10.406>.
- Melo, G. (1994). *Estado actual de los conocimientos. En su: Aproximación al estudio del riesgo del BLEVE y sus efectos en los generadores marinos de vapor y los tanques de carga de los buques LNG-LPG. Aplicación comparativa de las normas que los regulan y previenen.* 9-18 p.
- Mishra, KB, Krebs, H, Wehrstedt, KD. (2015). Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion (BLEVE) of peroxy-fuels. Experiments and Computational

Fluid Dynamics (CFD) simulation. *Energy Procedia*. 66. 149-152.
<http://doi/10.1016/j.egypro.2015.02.082>.

Mitropetros, K, Wehmeier, Guido. (2016). Fire Protection in the Chemistry Industry. *Chemical Engineering Transactions*. 48 259-264.
<http://doi/10.3303/CET1648044>.

Mukhim, ED; Abbasi, T, Tauseef, SM; Abbasi, SA (2018). An Assessment of the Appropriateness of the Prescribed “Safe Distances” for Siting Hazardous Process Units to Prevent Domino Effect. *Advances in Fire and Process Safety*. https://doi.org/10.1007/978-981-10-7281-9_5.

Nandan, A, Saddiqui, NA, Sharma, V. (2018). Study and analysis of storage tank hazard and its mitigation measures using bow tie diagram. *Journal of Engineering and Technology*. 7. [Citado 17 de diciembre de 2019].
ISSN: 2319-9873.

Necci, A. (2015). *Cascading events triggering industrial accidents: Quantitative Assessment of NaTech and Domino Scenarios*. (Tesis en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas). Universidad de Bologna. Bologna.

Nwabueze, Dili. (2016). Liquid hydrocarbon storage tank fires- How prepared is your facility? *Chemical Engineering Transactions*. 48, 301- 306.
<http://doi/10.3303/CET1648051>.

Oficina nacional de Normalización. (2002). *Protección contra incendios. Suministro de agua contra incendios. Requisitos generales*. (NC 212:2002). Vedado. Ciudad Habana. Cuba.

Orozco, JL, Caneghem, J, Hens, L, González L, Lugo, R, Díaz, D, Pedroso, I. (2019) Assessment of an ammonia incident in the industrial area of Matanzas. *Journal of Cleaner Production*.
<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.03.024>

PNUMA. (1999). Control de riesgos de accidentes mayores. Manual práctico. 2da ed. Ginebra: Ediciones de Oficina Internacional de Trabajo. 182 p

Sengupta, A. (2007). Industrial Hazard, Vulnerability and Risk Assessment for Landuse Planning A Case Study of Haldia, West Bengal, India. (Tesis presentada para optar el título de Máster en Ciencias). International Institute for Geo-information Science and Earth Observation and Indian Institute of Remote Sensing (NRSA). India.

Song, W y Wang, J. (2013). Fire and explosion index calculation method incorporating classified safety measure credits. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*.1128-1133.

Wells, G (2003). *Major Hazards and their management*. Gulf Publishing Company.

Whitehouse, H. B. (1995). IFAL: A new risk analysis tool. No. 93. 309 p.

World Health Organization. (2009). Manual for the public health management of chemical incidents. ISBN 978-92-4-159814-9.

Anexos

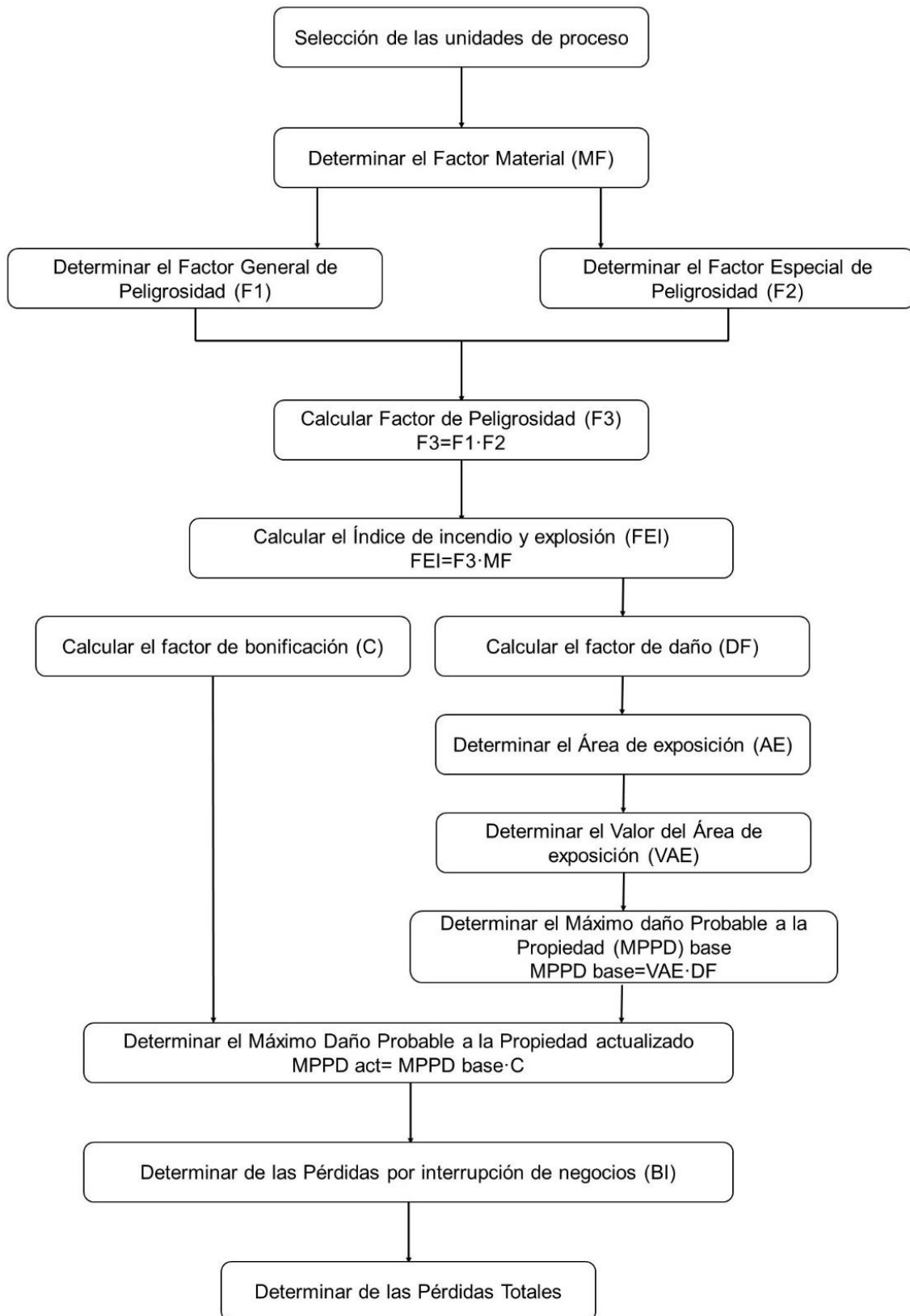
Anexo 1: Vista aérea de la EPEP-Centro



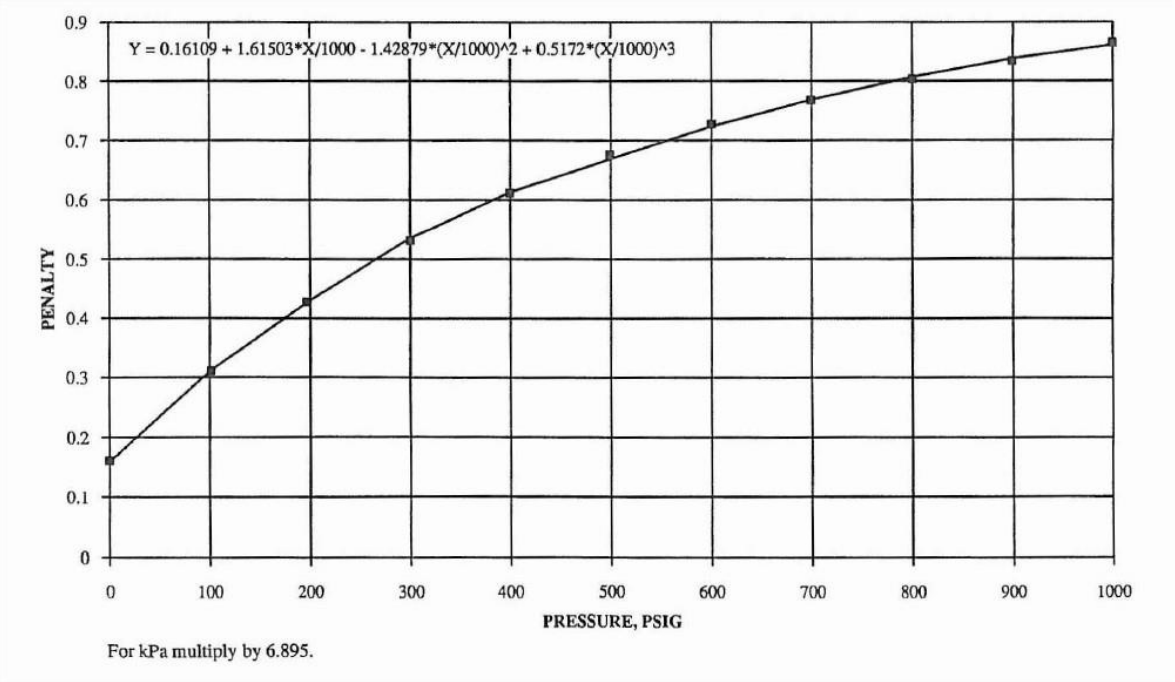
Anexo 2: Características de las unidades de proceso de la EPEP-Centro

Área	Equipos	Diámetro (m)	Diámetro de tubería (mm)		Altura/ longitud (m)	Volumen (m ³)
			Entrada	Salida		
Sub-1	TK 7	34,20	305	406	12,00	5000
	TK 8	34,20	305	406	11,97	5000
	TK 15	22,80	508	406	11,95	10000
	TK 16	22,82	508	406	11,95	10000
Sub-2	TK 6	15,20	508	508	16,00	2900
	TK 14	45,00	508	406	12,00	20000
	B1	2,80	508	406	16,50	100
	B2	2,80	508	406	16,50	100
	B3	2,80	508	406	16,50	100
	B4	2,80	508	406	16,50	100
Sub-3	TK 701	6,62	152	152	12,00	5000
	TK 702	6,62	152	152	12,07	5000
	TK 703	6,95	152	152	14,90	5000
	TK 704	6,97	152	152	14,90	5000
Sub-4	TK 101	22,81	406	406	5,96	200
	TK 102	22,85	406	406	5,97	200
	TK 103	20,92	406	406	5,41	200
	TK 104	20,89	406	406	5,40	200

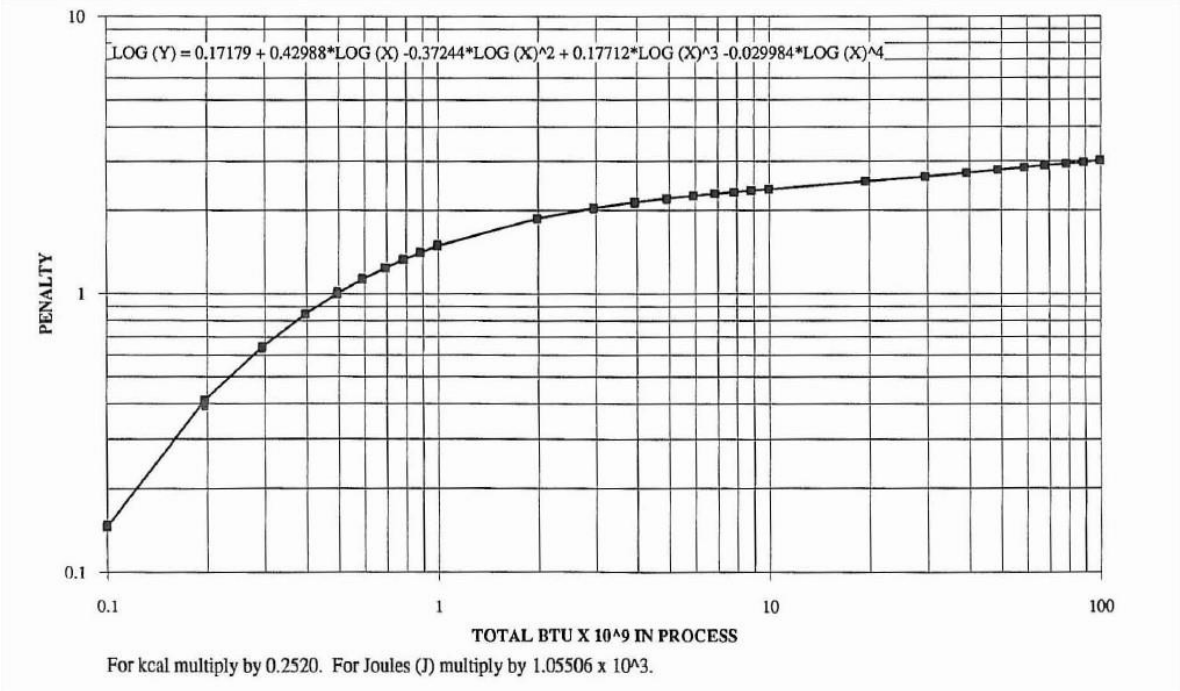
Anexo 3: Esquema de la metodología original de DOW



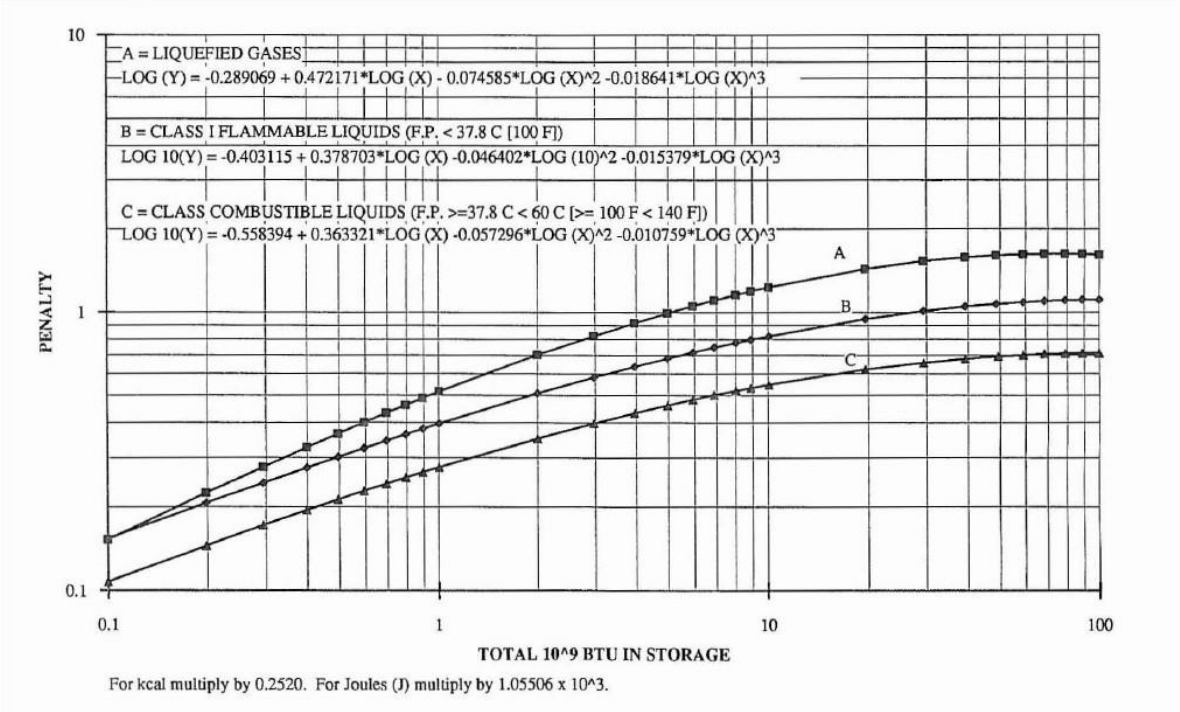
Anexo 4: Penalidad por presión de alivio



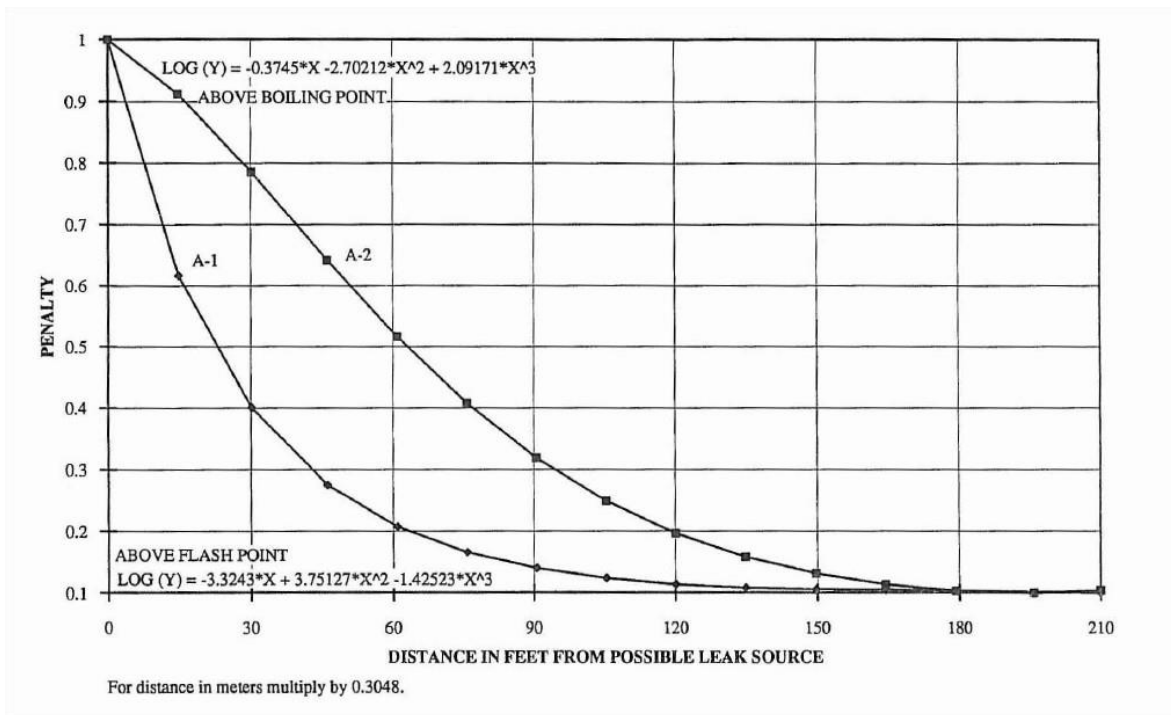
Anexo 5: Cantidad de material inflamable e inestable para líquidos o gases en proceso.



Anexo 6: Cantidad de material inflamable e inestable para líquidos o gases almacenado.



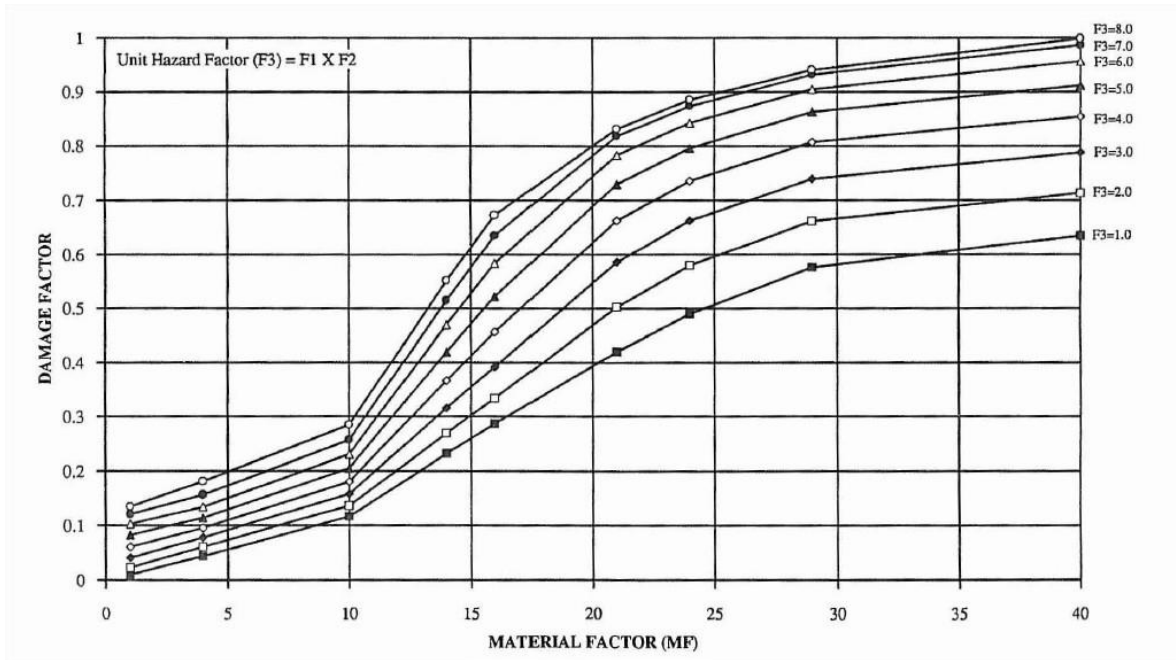
Anexo 7: Uso del equipamiento incendiado



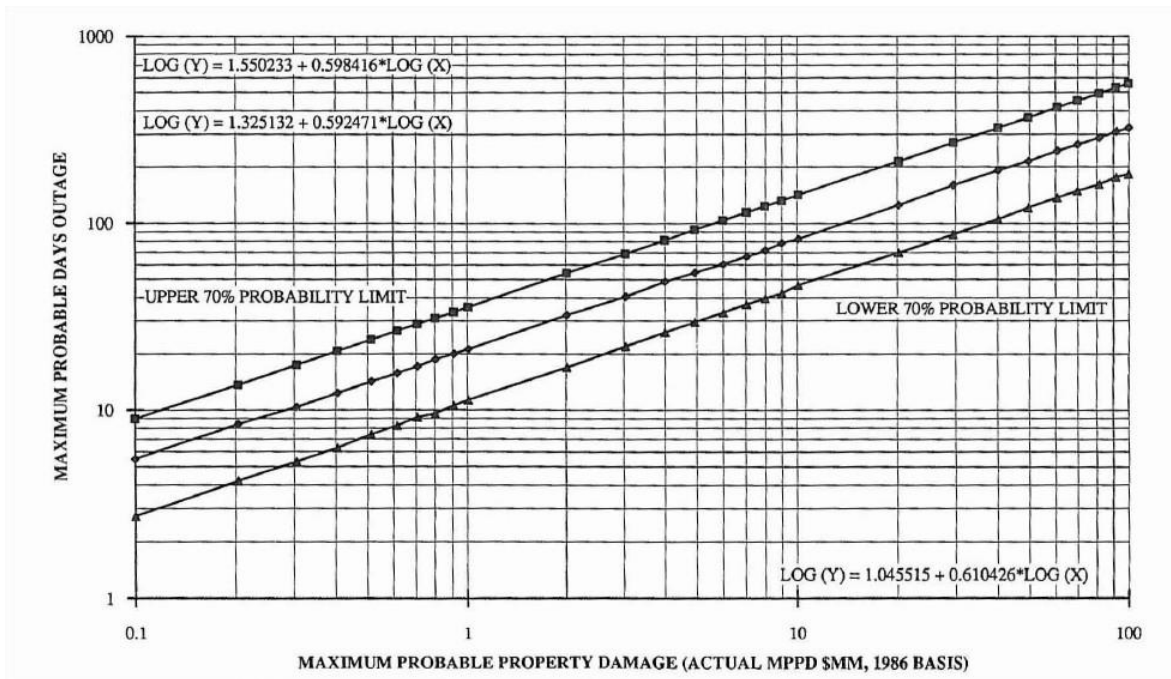
Anexo 8: Grado de severidad de Índice de incendio y explosión de DOW.

Rango	Grado de Peligrosidad
1-60	Ligero
61-96	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Intenso
159-superior	Severo

Anexo 9: Factor de daño.



Anexo 10: Máximos días probables perdidos.



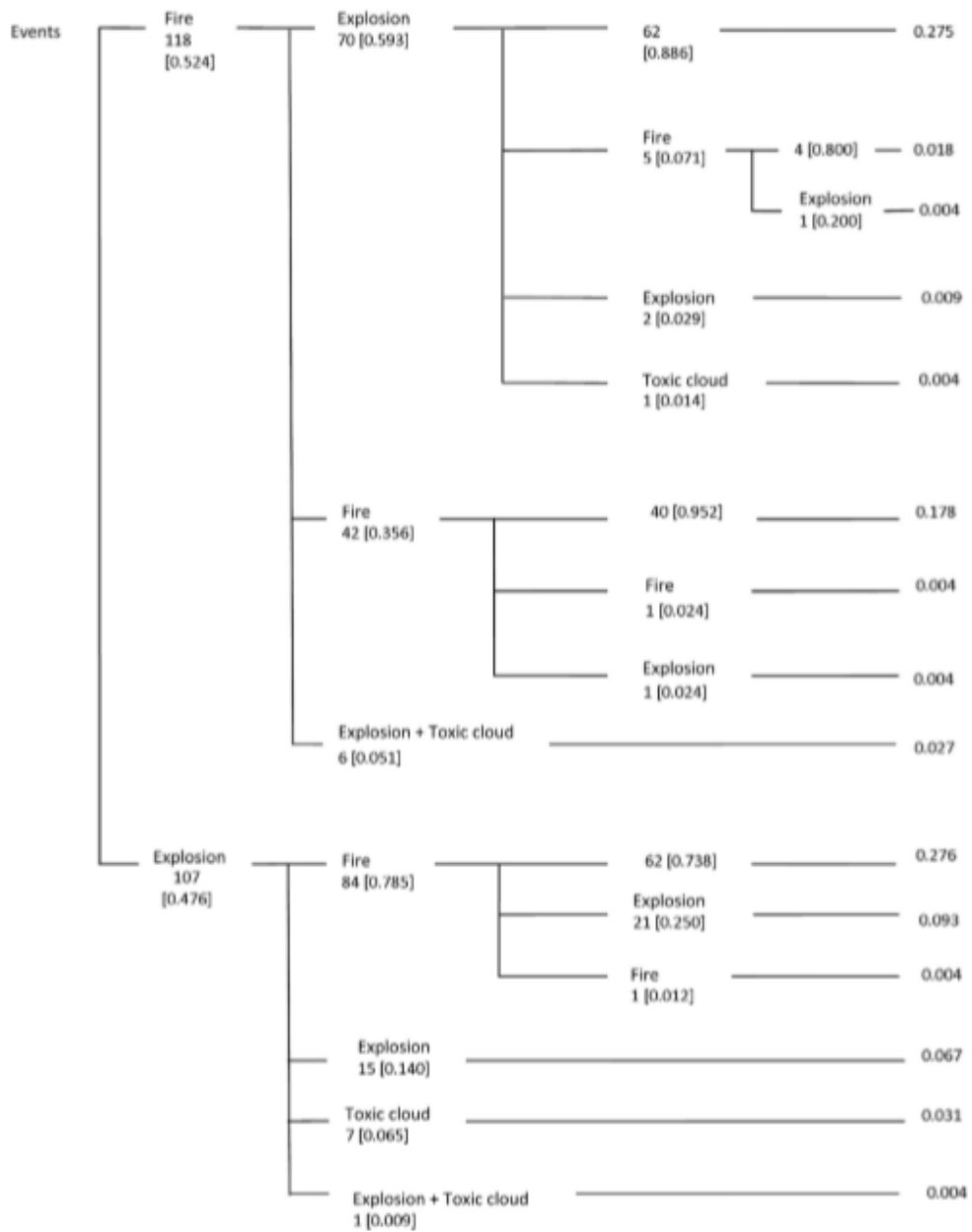
Anexo 11: Categoría de los materiales inflamables según Manual BEVI

Categoría de sustancia	Categoría WMS	Límites
Categoría 0	Extremadamente inflamable	Sustancias líquidas y preparaciones con un punto de inflamación inferior a 0 y un punto de ebullición menor o igual a 35 °C. Sustancias gaseosas y preparaciones que pueden incendiarse a temperatura y presión normal cuando se exponen al aire.
Categoría 1	Altamente inflamable	Sustancias líquidas y preparaciones con un punto de inflamación por debajo de 21 °C, los cuales, no son extremadamente inflamables.
Categoría 2	Inflamable	Sustancias líquidas y preparaciones con un punto de inflamación mayor o igual a 21 °C y menor o igual a 55 °C.
Categoría 3		Sustancias líquidas y preparaciones con un punto de inflamación mayor o igual a 55 °C y menor o igual a 100 °C.
Categoría 4		Sustancias líquidas y preparaciones con un punto de inflamación mayor que 100 °C.

Anexo 12: Factor de control de ignición

Categorización	Valor	Características
Ideal	0	Diseño y el mantenimiento garantiza que no exista fuente de ignición en ningún momento.
Excelente	0,1	Diseño y mantenimiento muy buenos. La ignición puede ocurrir solamente a partir de eventos aislados (fallos de equipos impredecible).
Típico	0,25	La planta está diseñada a partir de los estándares internacionales y el mantenimiento se realiza regularmente. La ignición es eliminada en operación normal, pero es potencial para falla de sistemas o circunstancias cambiantes que traen como consecuencia fuentes de ignición ocasionales.
Pobre	0,5	No tiene en cuenta las normas precisas y el mantenimiento se puede catalogar como pobre. Existe un potencial significativo para posibles fuentes de ignición que pueden ocurrir.
Ninguno	mayor que 0,5	No existe seguimiento de las normas y se realiza poco mantenimiento. Existe un potencial significativo para posibles fuentes de ignición que pueden ocurrir.

Anexo 13: Árbol de probabilidad relativa según Reniers y Cozani, (2013).



Anexo 14 a: Resultados de la aplicación del FEI de DOW original

Unidad de Proceso		1: Tanque 6	2: Tanque 7	3: Tanque 8
Sustancia		Crudo y Sulfuro	Crudo	Crudo y Sulfuro
Factor Material (MF)		21	21	21
Factor de Peligrosidad en las Unidades de Procesos				
1. Factor general de peligrosidad del proceso	Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Reacciones químicas exotérmicas	-	-	-	-
B. Procesos endotérmicos	-	-	-	-
C. Manejo del material y transferencia	0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas	-	-	-	-
E. Acceso	-	-	-	-
F. Drenaje y control de derrames	0,25 - 0,50	0,50	0,50	0,50
Factor general de peligrosidad del proceso (F1)		2.35	2.35	2.35
2. Factor especial de peligrosidad del proceso				
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Materiales tóxicos	0,20 - 0,80	0,80	0,20	0,80
B. Presión sub-atmosférica	-	-	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad				
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	-	-	-
3. Procesos siempre están dentro del rango	0,80	-	-	-
D. Explosión de polvo	-	-	-	-
E. Presión	Figura 2	0,16	0,16	0,16
F. Baja temperatura	-	-	-	-
G. Cantidad de material inflamable o inestable		2,93	3,26	3,26
BTU x10 ⁹		76,60	428,20	428,20
1. Líquidos o gases en proceso	Figura 3			
2. Líquidos o gases en almacenamiento	Figura 4			
H. Corrosión y erosión	0,10 - 0,75	0,20	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,10 - 1,50	0,40	0,30	0,40
J. Uso de equipamiento incendiado	Figura 6	-	-	-
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente	-	-	-	-
L. Equipos de rotación	0,50	-	-	-
Factor especial de peligrosidad del proceso (F2)		5.99	5.62	6.32
Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3)		14.07	13.22	14.86
Índice de Incendio y explosión (IFE)		295.46	277.54	312.09
Grado de peligrosidad según el IFE		Severo	Severo	Severo
Factores de bonificación por control de pérdidas				
1. Factor de bonificación por Control del Proceso C1	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación
a. Poder de emergencia	0,98	1,00	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97 - 0,99	0,97	0,97	0,97
c. Control de explosión	0,84 - 0,98	1,00	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	0,96 - 0,99	1,00	1,00	1,00
e. Control computarizado	0,93 - 0,99	1,00	1,00	1,00
f. Gas inerte	0,94 - 0,96	1,00	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,91 - 0,99	0,91	0,91	0,91
1. Puesta en marcha	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,50	0,50	0,50	0,50
3. Condiciones normales	0,50	0,50	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,50	0,50	0,50	0,50
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	1,00	0,50	0,50	0,50
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91 - 0,98	1,00	1,00	1,00
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,91 - 0,98	0,96	0,96	0,96
1. Análisis de cuantificación de riesgos	0,91	-	-	-
2. Análisis de consecuencias detalladas	0,93	-	-	-
3. Análisis de árbol de fallos	0,93	-	-	-
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)	0,94	-	-	-
6. Revisiones de seguridad ambiental	0,96	-	-	-
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo	0,98	-	-	-
9. Gestión de la revisión del cambio	0,98	-	-	-
Factor de bonificación por Control del Proceso C1		0.85	0.85	0.85
2. Factor de bonificación por aislamiento del material C2				
a. Válvulas de control remotas	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	0,96 - 0,98	0,98	0,98	0,98
c. Drenajes	0,91 - 0,97	1,00	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	0,98	1,00	1,00	1,00
Factor de bonificación por aislamiento del material C2		0.98	0.98	0.98

3. Factor de bonificación por protección contra incendios C3				
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1.00	1.00	1.00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1.00	1.00	1.00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0.94	0.94	0.94
d. Sistemas especiales	0.91	1.00	1.00	1.00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	0.81	0.81	0.81
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1.00	1.00	1.00
g. Espuma	0,92 - 0,97	0.97	0.97	0.97
h. Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0.98	0.98	0.98
i. Protección de cables	0,94 - 0,98	0.98	0.98	0.98
Factor de bonificación por protección contra incendios C3		0.71	0.71	0.71
Factores de bonificación por control de pérdidas		0.59	0.59	0.59

Unidad de Proceso		4: Tanque 14	5: Tanque 15	6: Tanque 16
Sustancia		Crudo	Crudo y Sulfuro	Crudo y Sulfuro
Factor Material (MF)		21	21	21
Factor de Peligrosidad en las Unidades de Procesos				
1. Factor general de peligrosidad del proceso				
Factor Base	Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
A. Reacciones químicas exotérmicas	1.00	1.00	1.00	1.00
B. Procesos endotérmicos	-	-	-	-
C. Manejo del material y transferencia	0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas	-	-	-	-
E. Acceso	-	-	-	-
F. Drenaje y control de derrames	0,25 - 0,50	0,50	0,50	0,50
Factor general de peligrosidad del proceso (F1)		2.35	2.35	2.35
2. Factor especial de peligrosidad del proceso				
Factor Base	Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
A. Materiales tóxicos	0,20 - 0,80	0,20	0,80	0,80
B. Presión sub-atmosférica	-	-	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad				
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	-	-	-
3. Procesos siempre están dentro del rango	0,80	-	-	-
D. Explosión de polvo	-	-	-	-
E. Presión	Figura 2	0,16	0,16	0,16
F. Baja temperatura	-	-	-	-
G. Cantidad de material inflamable o inestable		3,03	3,19	3,19
BTU x10 ⁹		833,90	189,30	189,30
1. Líquidos o gases en proceso	Figura 3			
2. Líquidos o gases en almacenamiento	Figura 4			
H. Corrosión y erosión	0,10 - 0,75	0,20	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,10 - 1,50	0,30	0,40	0,40
J. Uso de equipamiento incendiado	Figura 6	-	-	-
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente	-	-	-	-
L. Equipos de rotación	0,50	-	-	-
Factor especial de peligrosidad del proceso (F2)		5.39	6.25	6.25
Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3)		12.66	14.69	14.69
Índice de Incendio y explosión (IFE)		265.90	308.44	308.44
Grado de peligrosidad según el IFE		Severo	Severo	Severo
Factores de bonificación por control de pérdidas				
1. Factor de bonificación por Control del Proceso C1				
	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación
a. Poder de emergencia	0,98	1,00	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97 - 0,99	0,97	0,97	0,97
c. Control de explosión	0,84 - 0,98	1,00	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	0,96 - 0,99	1,00	1,00	1,00
e. Control computarizado	0,93 - 0,99	1,00	1,00	1,00
f. Gas inerte	0,94 - 0,96	1,00	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,91 - 0,99	0,91	0,91	0,91
1. Puesta en marcha	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,50	0,50	0,50	0,50
3. Condiciones normales	0,50	0,50	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,50	0,50	0,50	0,50
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	1,00	0,50	0,50	0,50
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsible	3,00	3,00	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91 - 0,98	1,00	1,00	1,00
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,91 - 0,98	0,96	0,96	0,96
1. Análisis de cuantificación de riesgos	0,91	-	-	-
2. Análisis de consecuencias detalladas	0,93	-	-	-
3. Análisis de árbol de fallos	0,93	-	-	-
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)	0,94	-	-	-
6. Revisión de seguridad ambiental	0,96	-	-	-
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo	0,98	-	-	-
9. Gestión de la revisión del cambio	0,98	-	-	-
Factor de bonificación por Control del Proceso C1		0.85	0.85	0.85
2. Factor de bonificación por aislamiento del material C2				
a. Válvulas de control remotas	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	0,96 - 0,98	0,98	0,98	0,98
c. Drenajes	0,91 - 0,97	1,00	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	0,98	1,00	1,00	1,00
Factor de bonificación por aislamiento del material C2		0.98	0.98	0.98

3. Factor de bonificación por protección contra incendios C3				
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1.00	1.00	1.00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1.00	1.00	1.00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0.94	0.94	0.94
d. Sistemas especiales	0.91	1.00	1.00	1.00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	0.81	0.81	0.81
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1.00	1.00	1.00
g. Espuma	0,92 - 0,97	0.97	0.97	0.97
h. Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0.98	0.98	0.98
i. Protección de cables	0,94 - 0,98	0.98	0.98	0.98
Factor de bonificación por protección contra incendios C3		0.71	0.71	0.71
Factores de bonificación por control de pérdidas		0.59	0.59	0.59

Unidad de Proceso		7: ICE	8: Bala 1	9: Bala 2	
Sustancia		Crudo	Crudo y Sulfuro	Crudo y Sulfuro	
Factor Material (MF)		21	21	21	
Factor de Peligrosidad en las Unidades de Procesos					
1. Factor general de peligrosidad del proceso		Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
Factor Base		1.00	1.00	1.00	1.00
A. Reacciones químicas exotérmicas		-	-	-	-
B. Procesos endotérmicos		-	-	-	-
C. Manejo del material y transferencia		0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		-	-	-	-
E. Acceso		-	-	0,25	0,25
F. Drenaje y control de derrames		0,25 - 0,50	0,50	0,50	0,50
Factor general de peligrosidad del proceso (F1)			2.35	2.60	2.60
2. Factor especial de peligrosidad del proceso					
Factor Base		1.00	1.00	1.00	1.00
A. Materiales tóxicos		0,20 - 0,80	0,20	0,80	0,80
B. Presión sub-atmosférica		-	-	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad					
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables		0,50	-	-	-
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango		0,30	0,30	0,30	0,30
3. Procesos siempre están dentro del rango		0,80	-	-	-
D. Explosión de polvo		-	-	-	-
E. Presión		Figura 2	0,30	0,15	0,15
F. Baja temperatura		-	-	-	-
G. Cantidad de material inflamable o inestable			0,24	0,30	0,30
BTU x10 ⁹			0,135	0,15	0,15
1. Líquidos o gases en proceso		Figura 3			
2. Líquidos o gases en almacenamiento		Figura 4			
H. Corrosión y erosión		0,10 - 0,75	0,20	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje		0,10 - 1,50	0,30	0,40	0,40
J. Uso de equipamiento incendiado		Figura 6	-	-	-
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		-	-	-	-
L. Equipos de rotación		0,50	-	-	-
Factor especial de peligrosidad del proceso (F2)			2.54	3.15	3.15
Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3)			5.97	8.18	8.18
Índice de incendio y explosión (IFE)			125.45	171.77	171.77
Grado de peligrosidad según el IFE			Intermedio	Severo	Severo
Factores de bonificación por control de pérdidas					
1. Factor de bonificación por Control del Proceso C1		Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación
a. Poder de emergencia		0,98	1,00	1,00	1,00
b. Enfriamiento		0,97 - 0,99	0,97	0,97	0,97
c. Control de explosión		0,84 - 0,98	1,00	1,00	1,00
d. Parada de emergencia		0,96 - 0,99	1,00	1,00	1,00
e. Control computarizado		0,93 - 0,99	1,00	1,00	1,00
f. Gas inerte		0,94 - 0,96	1,00	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación		0,91 - 0,99	0,91	0,91	0,91
1. Puesta en marcha		0,50	0,50	0,50	0,50
2. Parada rutinaria		0,50	0,50	0,50	0,50
3. Condiciones normales		0,50	0,50	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad		0,50	0,50	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total		0,50	0,50	0,50	0,50
6. Operación por encima de la capacidad de diseño		1,00	0,50	0,50	0,50
7. Puesta en marcha después de una breve parada		1,00	1,00	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento		1,00	1,00	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento		1,50	1,50	1,50	1,50
10. Parada de emergencia		1,50	1,50	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías		2,00	2,00	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsible		3,00	3,00	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos		0,91 - 0,98	1,00	1,00	1,00
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso		0,91 - 0,98	0,96	0,96	0,96
1. Análisis de cuantificación de riesgos		0,91	-	-	-
2. Análisis de consecuencias detalladas		0,93	-	-	-
3. Análisis de árbol de fallos		0,93	-	-	-
4. Estudios HAZOP		0,94	0,94	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		0,94	-	-	-
6. Revisión de seguridad ambiental		0,96	-	-	-
7. Estudios Qué pasa si?		0,96	0,96	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		0,98	-	-	-
9. Gestión de la revisión del cambio		0,98	-	-	-
Factor de bonificación por Control del Proceso C1			0.85	0.85	0.85
2. Factor de bonificación por aislamiento del material C2					
a. Válvulas de control remotas		0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias		0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
c. Drenajes		0,91 - 0,97	1,00	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo		0,98	1,00	1,00	1,00
Factor de bonificación por aislamiento del material C2			1.00	1.00	1.00

3. Factor de bonificación por protección contra incendios C3				
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1.00	1.00	1.00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1.00	1.00	1.00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0.94	0.94	0.94
d. Sistemas especiales	0.91	1.00	1.00	1.00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	1.00	1.00	1.00
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1.00	1.00	1.00
g. Espuma	0,92 - 0,97	1.00	1.00	1.00
h. Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0.98	0.98	0.98
i. Protección de cables	0,94 - 0,98	0.98	0.98	0.98
Factor de bonificación por protección contra incendios C3		0.90	0.90	0.90
Factores de bonificación por control de pérdidas		0.77	0.77	0.77

Unidad de Proceso	10: Bala 3	11: Bala 4	12: Tanque 101	
Sustancia	Crudo y Sulfuro	Crudo y Sulfuro	Crudo	
Factor Material (MF)	21	21	21	
Factor de Peligrosidad en las Unidades de Procesos				
1. Factor general de peligrosidad del proceso	Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Reacciones químicas exotérmicas	-	-	-	-
B. Procesos endotérmicos	-	-	-	-
C. Manejo del material y transferencia	0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas	-	-	-	-
E. Acceso	-	0,25	0,25	-
F. Drenaje y control de derrames	0,25 - 0,50	0,50	0,50	0,50
Factor general de peligrosidad del proceso (F1)		2.60	2.60	2.35
2. Factor especial de peligrosidad del proceso				
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Materiales tóxicos	0,20 - 0,80	0,80	0,80	0,20
B. Presión sub-atmosférica	-	-	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad				
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables	0,50	-	-	0,50
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	0,30	0,30	-
3. Procesos siempre están dentro del rango	0,80	-	-	-
D. Explosión de polvo	-	-	-	-
E. Presión	Figura 2	0,15	0,15	0,17
F. Baja temperatura	-	-	-	-
G. Cantidad de material inflamable o inestable		0,30	0,30	1,09
BTU x10 ⁹		0,15	0,15	189,30
1. Líquidos o gases en proceso	Figura 3			
2. Líquidos o gases en almacenamiento	Figura 4			
H. Corrosión y erosión	0,10 - 0,75	0,20	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,10 - 1,50	0,40	0,40	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado	Figura 6	-	-	-
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente	-	-	-	-
L. Equipos de rotación	0,50	-	-	-
Factor especial de peligrosidad del proceso (F2)		3.15	3.15	3.46
Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3)		8.18	8.18	8.13
Índice de incendio y explosión (IFE)		171.77	171.77	170.70
Grado de peligrosidad según el IFE		Severo	Severo	Severo
Factores de bonificación por control de pérdidas				
1. Factor de bonificación por Control del Proceso C1	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación
a. Poder de emergencia	0,98	1,00	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97 - 0,99	0,97	0,97	0,97
c. Control de explosión	0,84 - 0,98	1,00	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	0,96 - 0,99	1,00	1,00	1,00
e. Control computarizado	0,93 - 0,99	1,00	1,00	1,00
f. Gas inerte	0,94 - 0,96	1,00	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,91 - 0,99	0,91	0,91	0,91
1. Puesta en marcha	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,50	0,50	0,50	0,50
3. Condiciones normales	0,50	0,50	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,50	0,50	0,50	0,50
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	1,00	0,50	0,50	0,50
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91 - 0,98	1,00	1,00	1,00
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,91 - 0,98	0,96	0,96	0,96
1. Análisis de cuantificación de riesgos	0,91	-	-	-
2. Análisis de consecuencias detalladas	0,93	-	-	-
3. Análisis de árbol de fallos	0,93	-	-	-
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)	0,94	-	-	-
6. Revisiones de seguridad ambiental	0,96	-	-	-
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo	0,98	-	-	-
9. Gestión de la revisión del cambio	0,98	-	-	-
Factor de bonificación por Control del Proceso C1		0.85	0.85	0.85
2. Factor de bonificación por aislamiento del material C2				
a. Válvulas de control remotas	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
c. Drenajes	0,91 - 0,97	1,00	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	0,98	1,00	1,00	1,00
Factor de bonificación por aislamiento del material C2		1.00	1.00	1.00

3. Factor de bonificación por protección contra incendios C3				
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1.00	1.00	1.00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1.00	1.00	1.00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0.94	0.94	0.94
d. Sistemas especiales	0.91	1.00	1.00	1.00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	1.00	1.00	1.00
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1.00	1.00	1.00
g. Espuma	0,92 - 0,97	1.00	1.00	0.92
h. Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0.98	0.98	0.98
i. Protección de cables	0,94 - 0,98	0.98	0.98	0.98
Factor de bonificación por protección contra incendios C3		0.90	0.90	0.83
Factores de bonificación por control de pérdidas		0.77	0.77	0.71

Unidad de Proceso	13: Tanque 102	14: Tanque 103	15: Tanque 104	
Sustancia	Crudo	Crudo	Crudo	
Factor Material (MF)	21	21	21	
Factor de Peligrosidad en las Unidades de Procesos				
1. Factor general de peligrosidad del proceso	Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Reacciones químicas exotérmicas	-	-	-	-
B. Procesos endotérmicos	-	-	-	-
C. Manejo del material y transferencia	0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas	-	-	-	-
E. Acceso	-	-	-	-
F. Drenaje y control de derrames	0,25 - 0,50	0,50	0,50	0,50
Factor general de peligrosidad del proceso (F1)		2.35	2.35	2.35
2. Factor especial de peligrosidad del proceso				
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Materiales tóxicos	0,20 - 0,80	0,20	0,20	0,20
B. Presión sub-atmosférica	-	-	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad				
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	-	-	-
3. Procesos siempre están dentro del rango	0,80	-	-	-
D. Explosión de polvo	-	-	-	-
E. Presión	Figura 2	0,17	0,17	0,17
F. Baja temperatura	-	-	-	-
G. Cantidad de material inflamable o inestable		1,09	1,09	1,09
BTU x10 ⁹		189,30	189,30	189,30
1. Líquidos o gases en proceso	Figura 3			
2. Líquidos o gases en almacenamiento	Figura 4			
H. Corrosión y erosión	0,10 - 0,75	0,20	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,10 - 1,50	0,30	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado	Figura 6	-	-	-
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente	-	-	-	-
L. Equipos de rotación	0,50	-	-	-
Factor especial de peligrosidad del proceso (F2)		3.46	3.46	3.46
Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3)		8.13	8.13	8.13
Índice de incendio y explosión (IFE)		170.70	170.70	170.70
Grado de peligrosidad según el IFE		Severo	Severo	Severo
Factores de bonificación por control de pérdidas				
1. Factor de bonificación por Control del Proceso C1	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación
a. Poder de emergencia	0,98	1,00	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97 - 0,99	0,97	0,97	0,97
c. Control de explosión	0,84 - 0,98	1,00	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	0,96 - 0,99	1,00	1,00	1,00
e. Control computarizado	0,93 - 0,99	1,00	1,00	1,00
f. Gas inerte	0,94 - 0,96	1,00	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,91 - 0,99	0,91	0,91	0,91
1. Puesta en marcha	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,50	0,50	0,50	0,50
3. Condiciones normales	0,50	0,50	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,50	0,50	0,50	0,50
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	1,00	0,50	0,50	0,50
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsible	3,00	3,00	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91 - 0,98	1,00	1,00	1,00
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,91 - 0,98	0,96	0,96	0,96
1. Análisis de cuantificación de riesgos	0,91	-	-	-
2. Análisis de consecuencias detalladas	0,93	-	-	-
3. Análisis de árbol de fallos	0,93	-	-	-
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)	0,94	-	-	-
6. Revisión de seguridad ambiental	0,96	-	-	-
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo	0,98	-	-	-
9. Gestión de la revisión del cambio	0,98	-	-	-
Factor de bonificación por Control del Proceso C1		0.85	0.85	0.85
2. Factor de bonificación por aislamiento del material C2				
a. Válvulas de control remotas	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
c. Drenajes	0,91 - 0,97	1,00	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	0,98	1,00	1,00	1,00
Factor de bonificación por aislamiento del material C2		1.00	1.00	1.00

3. Factor de bonificación por protección contra incendios C3				
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1.00	1.00	1.00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1.00	1.00	1.00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0.94	0.94	0.94
d. Sistemas especiales	0.91	1.00	1.00	1.00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	1.00	1.00	1.00
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1.00	1.00	1.00
g. Espuma	0,92 - 0,97	0.92	0.92	0.92
h. Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0.98	0.98	0.98
i. Protección de cables	0,94 - 0,98	0.98	0.98	0.98
Factor de bonificación por protección contra incendios C3		0.83	0.83	0.83
Factores de bonificación por control de pérdidas		0.71	0.71	0.71

Unidad de Proceso	16: Tanque 701	17: Tanque 702	18: Tanque 703	
Sustancia	Nafta	Nafta	Nafta	
Factor Material (MF)	16	16	16	
Factor de Peligrosidad en las Unidades de Procesos				
1. Factor general de peligrosidad del proceso	Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Reacciones químicas exotérmicas	-	-	-	-
B. Procesos endotérmicos	-	-	-	-
C. Manejo del material y transferencia	0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas	-	-	-	-
E. Acceso	-	-	-	-
F. Drenaje y control de derrames	0,25 - 0,50	0,50	0,50	0,50
Factor general de peligrosidad del proceso (F1)		2,35	2,35	2,35
2. Factor especial de peligrosidad del proceso				
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Materiales tóxicos	0,20 - 0,80	0,20	0,20	0,20
B. Presión sub-atmosférica	-	-	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad				
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	-	-	-
3. Procesos siempre están dentro del rango	0,80	-	-	-
D. Explosión de polvo	-	-	-	-
E. Presión	Figura 2	0,18	0,18	0,18
F. Baja temperatura	-	-	-	-
G. Cantidad de material inflamable o inestable		0,71	0,71	0,71
BTU x10 ⁹		5,80	5,80	5,80
1. Líquidos o gases en proceso	Figura 3			
2. Líquidos o gases en almacenamiento	Figura 4			
H. Corrosión y erosión	0,10 - 0,75	0,20	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,10 - 1,50	0,30	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado	Figura 6	-	-	-
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente	-	-	-	-
L. Equipos de rotación	0,50	-	-	-
Factor especial de peligrosidad del proceso (F2)		3,09	3,09	3,09
Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3)		7,26	7,26	7,26
Índice de incendio y explosión (IFE)		116,22	116,22	116,22
Grado de peligrosidad según el IFE		Intermedio	Intermedio	Intermedio
Factores de bonificación por control de pérdidas				
1. Factor de bonificación por Control del Proceso C1	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación
a. Poder de emergencia	0,98	1,00	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97 - 0,99	0,97	0,97	0,97
c. Control de explosión	0,84 - 0,98	1,00	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	0,96 - 0,99	1,00	1,00	1,00
e. Control computarizado	0,93 - 0,99	1,00	1,00	1,00
f. Gas inerte	0,94 - 0,96	1,00	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,91 - 0,99	0,91	0,91	0,91
1. Puesta en marcha	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,50	0,50	0,50	0,50
3. Condiciones normales	0,50	0,50	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,50	0,50	0,50	0,50
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	1,00	0,50	0,50	0,50
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsible	3,00	3,00	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91 - 0,98	1,00	1,00	1,00
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,91 - 0,98	0,96	0,96	0,96
1. Análisis de cuantificación de riesgos	0,91	-	-	-
2. Análisis de consecuencias detalladas	0,93	-	-	-
3. Análisis de árbol de fallos	0,93	-	-	-
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)	0,94	-	-	-
6. Revisiones de seguridad ambiental	0,96	-	-	-
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo	0,98	-	-	-
9. Gestión de la revisión del cambio	0,98	-	-	-
Factor de bonificación por Control del Proceso C1		0,85	0,85	0,85
2. Factor de bonificación por aislamiento del material C2				
a. Válvulas de control remotas	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00
c. Drenajes	0,91 - 0,97	1,00	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	0,98	1,00	1,00	1,00
Factor de bonificación por aislamiento del material C2		1,00	1,00	1,00

3. Factor de bonificación por protección contra incendios C3				
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1,00	1,00	1,00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1,00	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0,94	0,94	0,94
d. Sistemas especiales	0,91	1,00	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	1,00	1,00	1,00
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1,00	1,00	1,00
g. Espuma	0,92 - 0,97	0,92	0,92	0,92
h. Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0,98	0,98	0,98
i. Protección de cables	0,94 - 0,98	0,98	0,98	0,98
Factor de bonificación por protección contra incendios C3		0,83	0,83	0,83
Factores de bonificación por control de pérdidas		0,71	0,71	0,71

Unidad de Proceso	19: Tanque 704	20: Casa de Bombas	21: ICTC	22: Calderas	
Sustancia	Nafta	Crudo	Crudo	Sulfuro	
Factor Material (MF)	16	21	21	21	
Factor de Peligrosidad en las Unidades de Procesos					
1. Factor general de peligrosidad del proceso	Rango de penalización	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada	Penalización empleada
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Reacciones químicas exotérmicas	-	-	-	-	-
B. Procesos endotérmicos	-	-	-	-	-
C. Manejo del material y transferencia	0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas	-	-	-	-	0,60
E. Acceso	-	-	-	-	0,25
F. Drenaje y control de derrames	0,25 - 0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
Factor general de peligrosidad del proceso (F1)		2,35	2,35	2,35	3,20
2. Factor especial de peligrosidad del proceso					
Factor Base	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
A. Materiales tóxicos	0,20 - 0,80	0,20	0,20	0,20	0,80
B. Presión sub-atmosférica	-	-	-	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad					
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables	0,50	0,50			
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	-	0,30	0,30	
3. Procesos siempre están dentro del rango	0,80	-	-	-	0,80
D. Explosión de polvo	-	-	-	-	-
E. Presión	Figura 2	0,18	0,23	0,58	0,26
F. Baja temperatura	-	-	-	-	-
G. Cantidad de material inflamable o inestable		0,71	0,90	0,11	0,00
BTU x10 ⁹		5,80	0,43	0,09	0,01
1. Líquidos o gases en proceso	Figura 3				
2. Líquidos o gases en almacenamiento	Figura 4				
H. Corrosión y erosión	0,10 - 0,75	0,20	0,20	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,10 - 1,50	0,30	0,30	0,30	0,40
J. Uso de equipamiento incendiado	Figura 6	-	-	-	-
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente	-	-	-	-	-
L. Equipos de rotación	0,50	-	0,50	-	-
Factor especial de peligrosidad del proceso (F2)		3,09	3,63	2,69	3,46
Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3)		7,26	8,53	6,33	11,07
Índice de Incendio y explosión (IFE)		116,22	179,04	132,85	232,51
Grado de peligrosidad según el IFE		Intermedio	Severo	Intenso	Severo
Factores de bonificación por control de pérdidas					
1. Factor de bonificación por Control del Proceso C1	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación	Rango de bonificación
a. Poder de emergencia	0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97 - 0,99	0,97	0,97	0,97	0,97
c. Control de explosión	0,84 - 0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	0,96 - 0,99	1,00	0,96	1,00	1,00
e. Control computarizado	0,93 - 0,99	1,00	1,00	1,00	1,00
f. Gas inerte	0,94 - 0,96	1,00	1,00	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,91 - 0,99	0,91	0,91	0,91	0,91
1. Puesta en marcha	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
3. Condiciones normales	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	1,00	0,50	0,50	0,50	0,50
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50	1,50	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50	1,50	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsible	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91 - 0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,91 - 0,98	0,96	0,96	0,96	0,96
1. Análisis de cuantificación de riesgos	0,91	-	-	-	-
2. Análisis de consecuencias detalladas	0,93	-	-	-	-
3. Análisis de árbol de fallos	0,93	-	-	-	-
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)	0,94	-	-	-	-
6. Revisión de seguridad ambiental	0,96	-	-	-	-
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo	0,98	-	-	-	-
9. Gestión de la revisión del cambio	0,98	-	-	-	-
Factor de bonificación por Control del Proceso C1		0,85	0,82	0,85	0,85
2. Factor de bonificación por aislamiento del material C2					
a. Válvulas de control remotas	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	0,96 - 0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
c. Drenajes	0,91 - 0,97	1,00	1,00	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
Factor de bonificación por aislamiento del material C2		1,00	1,00	1,00	1,00

3. Factor de bonificación por protección contra incendios C3					
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0,94	0,94	0,94	0,94
d. Sistemas especiales	0,91	1,00	1,00	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	1,00	1,00	1,00	1,00
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1,00	1,00	1,00	1,00
g. Espuma	0,92 - 0,97	0,92	0,92	0,92	1,00
h. Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
i. Protección de cables	0,94 - 0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
Factor de bonificación por protección contra incendios C3		0,83	0,83	0,83	0,90
Factores de bonificación por control de pérdidas		0,71	0,68	0,71	0,77

Anexo 14 b: Resumen del análisis de riesgo y costo de los equipos.

	1: Tanque 6	2: Tanque 7	3: Tanque 8	4: Tanque 14
Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso	Valor	Valor	Valor	Valor
1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)	295.45845	277.5444	312.0894	265.8978
2. Radio de exposición (m)	75.64681787	71.06024782	79.90487326	68.07834553
3. Área de exposición	17977.62081	15863.69399	20058.4524	14560.25141
4. Valor del área de exposición	317944.8812	2100154.234	2100154.234	1938899.84
5. Factor de daño (Figura 8)	0.84	0.84	0.84	0.84
6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)	267073.7002	1764129.557	1764129.557	1628675.866
7. Factores de bonificación por control de pérdidas	0.591200931	0.591200931	0.591200931	0.591200931
8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)	157894.2202	1042955.036	1042955.036	962874.6879
9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)	4.832791572	14.78988015	14.78988015	14.10614652
10. Interrupción del negocio (BI)	724203.0942	2216291.932	2216291.932	2113833.134
11. Pérdidas totales	882097.3144	3259246.968	3259246.968	3076707.822
Otros Datos Importantes				
Costo del equipo original	271000	631000	631000	1100000
Año del costo del equipo original	2006	2006	2006	2006
Índice de costo del año del costo original	468.2	468.2	468.2	468.2
Índice de costo del año 2019	607.5	607.5	607.5	607.5
Costo del material que contiene	116259.1	649344	649819.7	1264512
Costo de otro equipo dentro del radio de exposición en 2019	478.56	1280819.7	1280344	0
Costo total	387737.66	2561163.7	2561163.7	2364512
Valor de la producción de 2019	78137072.37	78137072.37	78137072.37	78137072.37

	5: Tanque 15	6: Tanque 16	7: ICE	8: Bala 1
Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso	Valor	Valor	Valor	Valor
1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)	308.4375	308.4375	125.4477	171.7716
2. Radio de exposición (m)	78.96987	78.96987	32.11862553	43.97902629
3. Área de exposición	19591.77274	19591.77274	3240.893742	6076.340574
4. Valor del área de exposición	1100928.884	1100928.884	627937.4352	494761.1368
5. Factor de daño (Figura 8)	0.84	0.84	0.77	0.84
6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)	924780.2626	924780.2626	483511.8251	415599.3549
7. Factores de bonificación por control de pérdidas	0.591200931	0.591200931	0.767807377	0.767807377
8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)	546730.9521	546730.9521	371243.9461	319100.2505
9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)	10.08744835	10.08744835	8.020076075	7.332195645
10. Interrupción del negocio (BI)	1511623.499	1511623.499	1201823.795	1098743.592
11. Pérdidas totales	2058354.451	2058354.451	1573067.741	1417843.843
Otros Datos Importantes				
Costo del equipo original	384000	384000	382000	220000
Año del costo del equipo original	2006	2006	2006	2006
Índice de costo del año del costo original	468.2	468.2	468.2	468.2
Índice de costo del año 2019	607.5	607.5	607.5	607.5
Costo del material que contiene	287298.1	287298.1	410.12	239.28
Costo de otro equipo dentro del radio de exposición en 2019	671298.1	671298.1	383367.24	383127.96
Costo total	1342596.2	1342596.2	765777.36	603367.24
Valor de la producción de 2019	78137072.37	78137072.37	78137072.37	78137072.37

	9: Bala 2	10: Bala 3	11: Bala 4	12: Tanque 101
Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso	Valor	Valor	Valor	Valor
1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)	171.7716	171.7716	171.7716	170.70165
2. Radio de exposición (m)	43.97902629	43.97902629	43.97902629	43.70508485
3. Área de exposición	6076.340574	6076.340574	6076.340574	6000.878363
4. Valor del área de exposición	494761.1368	494761.1368	494761.1368	4829812.554
5. Factor de daño (Figura 8)	0.84	0.84	0.84	0.83
6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)	415599.3549	415599.3549	415599.3549	4008744.42
7. Factores de bonificación por control de pérdidas	0.767807377	0.767807377	0.767807377	0.706382787
8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)	319100.2505	319100.2505	319100.2505	2831708.055
9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)	7.332195645	7.332195645	7.332195645	26.72812156
10. Interrupción del negocio (BI)	1098743.592	1098743.592	1098743.592	4005260.324
11. Pérdidas totales	1417843.843	1417843.843	1417843.843	6836968.378
Otros Datos Importantes				
Costo del equipo original	220000	220000	220000	384000
Año del costo del equipo original	2006	2006	2006	2006
Índice de costo del año del costo original	468.2	468.2	468.2	468.2
Índice de costo del año 2019	607.5	607.5	607.5	607.5
Costo del material que contiene	239.28	239.28	239.28	287078.4
Costo de otro equipo dentro del radio de exposición en 2019	383127.96	383127.96	383127.96	5218936.91
Costo total	603367.24	603367.24	603367.24	5890015.31
Valor de la producción de 2019	78137072.37	78137072.37	78137072.37	78137072.37

	13: Tanque 102	14: Tanque 103	15: Tanque 104	16: Tanque 701
Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso	Valor	Valor	Valor	Valor
1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)	170.70165	170.70165	170.70165	116.2216
2. Radio de exposición (m)	43.70508485	43.70508485	43.70508485	29.75644869
3. Área de exposición	6000.878363	6000.878363	6000.878363	2781.717904
4. Valor del área de exposición	1650852.864	2099514.601	1650852.864	448661.7372
5. Factor de daño (Figura 8)	0.83	0.83	0.83	0.65
6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)	1370207.877	1742597.119	1370207.877	291630.1292
7. Factores de bonificación por control de pérdidas	0.706382787	0.706382787	0.706382787	0.706382787
8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)	967891.2587	1230940.609	967891.2587	206002.5033
9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)	14.14964283	16.31569919	14.14964283	5.657599204
10. Interrupción del negocio (BI)	2120351.14	2444938.843	2120351.14	847802.1011
11. Pérdidas totales	3088242.399	3675879.452	3088242.399	1053804.604
Otros Datos Importantes				
Costo del equipo original	384000	384000	384000	84700
Año del costo del equipo original	2006	2006	2006	2006
Índice de costo del año del costo original	468.2	468.2	468.2	468.2
Índice de costo del año 2019	607.5	607.5	607.5	607.5
Costo del material que contiene	287078.4	287078.4	287078.4	97682.82
Costo de otro equipo dentro del radio de exposición en 2019	1342156.8	1889305.26	1342156.8	364765.64
Costo total	2013235.2	2560383.66	2013235.2	547148.46
Valor de la producción de 2019	78137072.37	78137072.37	78137072.37	78137072.37

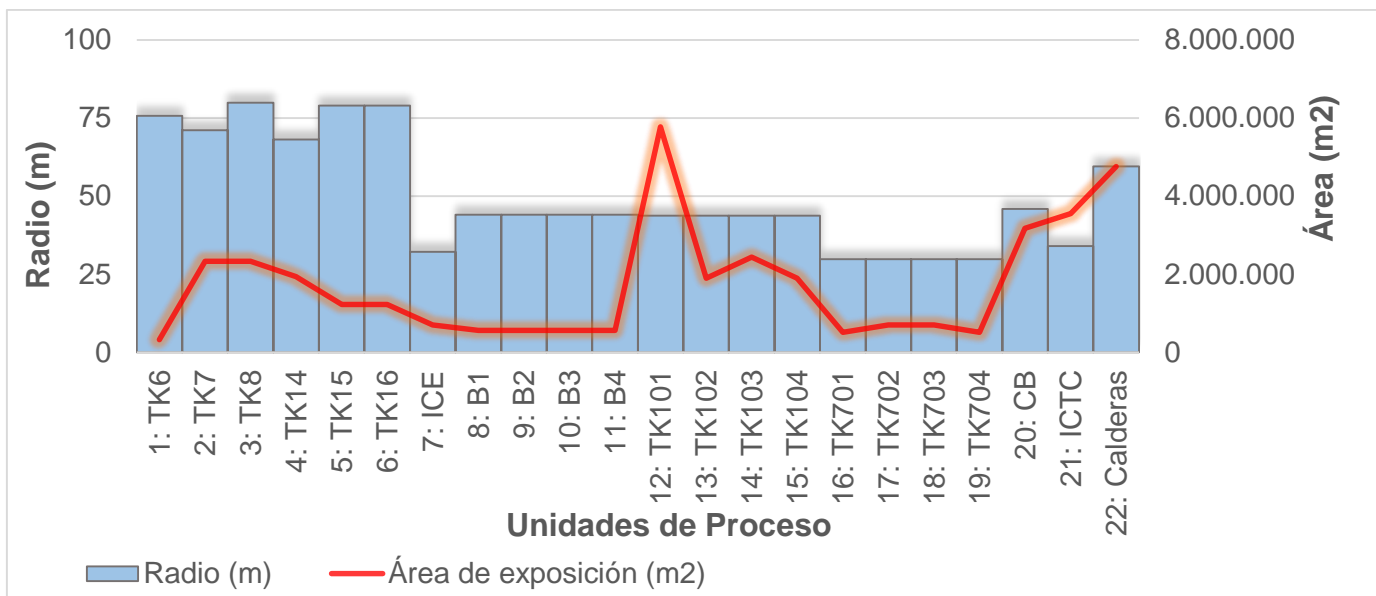
	17: Tanque 702	18: Tanque 703	19: Tanque 704	20: Casa de Bombas
Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso	Valor	Valor	Valor	Valor
1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)	116.2216	116.2216	116.2216	179.0418
2. Radio de exposición (m)	29.75644869	29.75644869	29.75644869	45.84043014
3. Área de exposición	2781.717904	2781.717904	2781.717904	6601.585563
4. Valor del área de exposición	598215.6496	598215.6496	448661.7372	3029937.679
5. Factor de daño (Figura 8)	0.65	0.65	0.65	0.78
6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)	388840.1722	388840.1722	291630.1292	2363351.39
7. Factores de bonificación por control de pérdidas	0.706382787	0.706382787	0.706382787	0.678127475
8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)	274670.0045	274670.0045	206002.5033	1602653.511
9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)	6.708953103	6.708953103	5.657599204	19.07674924
10. Interrupción del negocio (BI)	1005349.501	1005349.501	847802.1011	2858687.494
11. Pérdidas totales	1280019.506	1280019.506	1053804.604	4461341.005
Otros Datos Importantes				
Costo del equipo original	84700	84700	84700	2890000
Año del costo del equipo original	2006	2006	2006	2006
Índice de costo del año del costo original	468.2	468.2	468.2	468.2
Índice de costo del año 2019	607.5	607.5	607.5	607.5
Costo del material que contiene	97682.82	97682.82	97682.82	648.66
Costo de otro equipo dentro del radio de exposición en 2019	547148.46	547148.46	364765.64	804397.29
Costo total	729531.28	729531.28	547148.46	3695045.95
Valor de la producción de 2019	78137072.37	78137072.37	78137072.37	78137072.37

	21: ICTC	22: Calderas
Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso	Valor	Valor
1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)	132.8502	232.512
2. Radio de exposición (m)	34.01390241	59.53051238
3. Área de exposición	3634.660162	11133.45939
4. Valor del área de exposición	3029405.778	4756708.48
5. Factor de daño (Figura 8)	0.78	0.84
6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)	2362936.507	3995635.123
7. Factores de bonificación por control de pérdidas	0.706382787	0.767807377
8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)	1669137.674	3067878.123
9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)	19.54172861	28.02723678
10. Interrupción del negocio (BI)	2928365.544	4199935.233
11. Pérdidas totales	4597503.219	7267813.356
Otros Datos Importantes		
Costo del equipo original	804000	5800000
Año del costo del equipo original	2006	2006
Índice de costo del año del costo original	468.2	468.2
Índice de costo del año 2019	607.5	607.5
Costo del material que contiene	397.29	864
Costo de otro equipo dentro del radio de exposición en 2019	2890000	0
Costo total	3694397.29	5800864
Valor de la producción de 2019	78137072.37	78137072.37

Anexo 15: Factores de bonificación para cada unidad de proceso.

Unidad de proceso	C1	C2	C3	Factor de Bonificación
1: TK6	0,85	0,98	0,71	0,59
2: TK7	0,85	0,98	0,71	0,59
3: TK8	0,85	0,98	0,71	0,59
4: TK14	0,85	0,98	0,71	0,59
5: TK15	0,85	0,98	0,71	0,59
6: TK16	0,85	0,98	0,71	0,59
7: ICE	0,85	1,00	0,90	0,77
8: B1	0,85	1,00	0,90	0,77
9: B2	0,85	1,00	0,90	0,77
10: B3	0,85	1,00	0,90	0,77
11: B4	0,85	1,00	0,90	0,77
12: TK101	0,85	1,00	0,83	0,71
13: TK102	0,85	1,00	0,83	0,71
14: TK103	0,85	1,00	0,83	0,71
15: TK104	0,85	1,00	0,83	0,71
16: TK701	0,85	1,00	0,83	0,71
17: TK702	0,85	1,00	0,83	0,71
18: TK703	0,85	1,00	0,83	0,71
19: TK704	0,85	1,00	0,83	0,71
20: CB	0,82	1,00	0,83	0,68
21: ICTC	0,85	1,00	0,83	0,71
22: Calderas	0,85	1,00	0,90	0,77

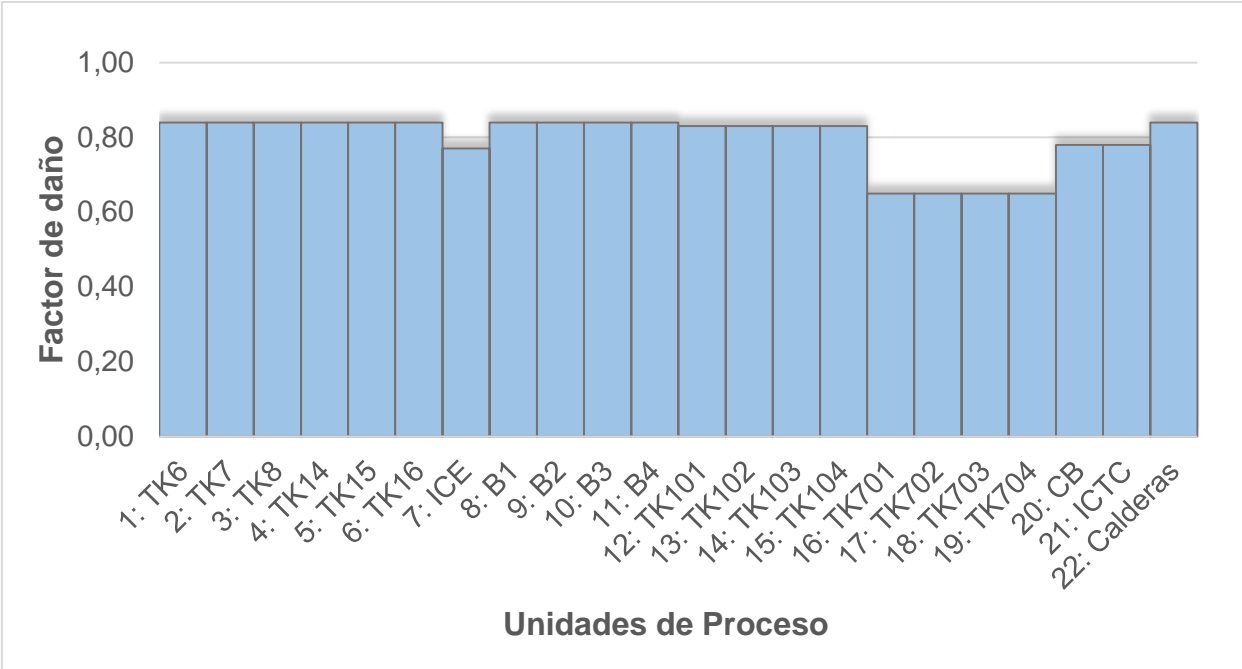
Anexo 16: Radio y área de exposición.



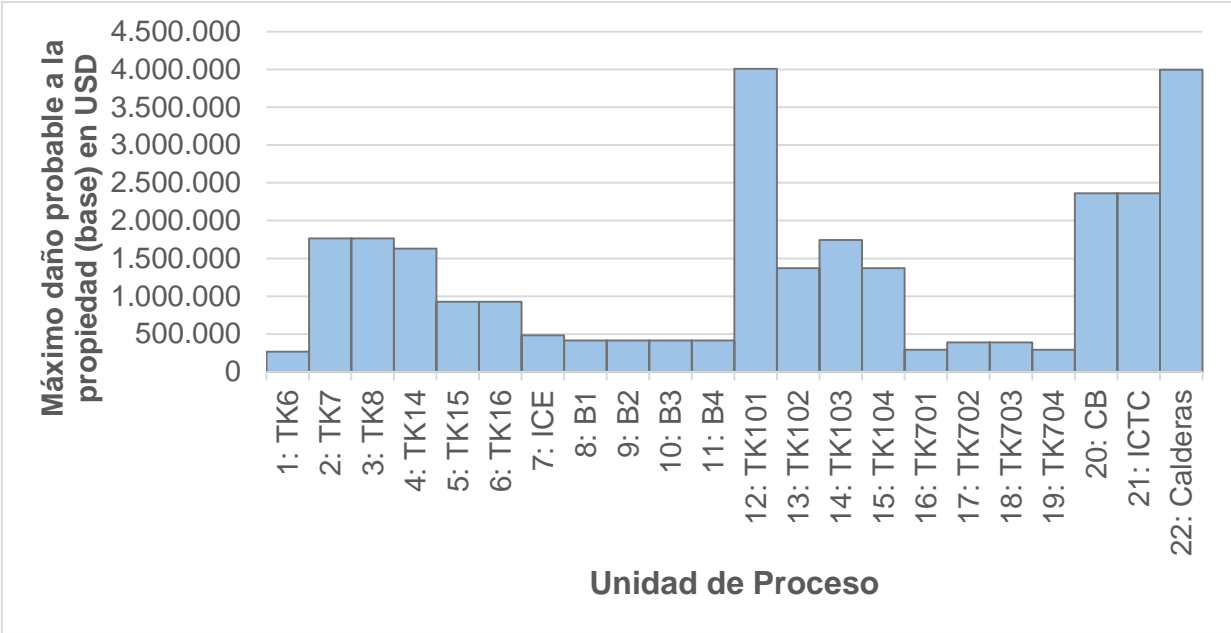
Anexo 17: Resultados del valor del área de exposición.

Unidad de Proceso	Valor del área de exposición (\$)	Unidad de Proceso	Valor del área de exposición (\$)
1: TK6	317 55246	12: TK101	550 284,29
2: TK7	1 049 882,08	13: TK102	550 284,29
3: TK8	1 050 272,15	14: TK103	550 284,29
4: TK14	1 938 899,84	15: TK104	550 284,29
5: TK15	550 464,44	16: TK701	149 553,91
6: TK16	550 464,44	17: TK702	149 553,91
7: ICE	313 576,30	18: TK703	149 553,91
8: B1	180 596,21	19: TK704	149 553,91
9: B2	180 596,21	20: CB	2 370 331,90
10: B3	180 596,21	21: ICTC	659 605,78
11: B4	180 596,21	22: Calderas	4 756 708,48

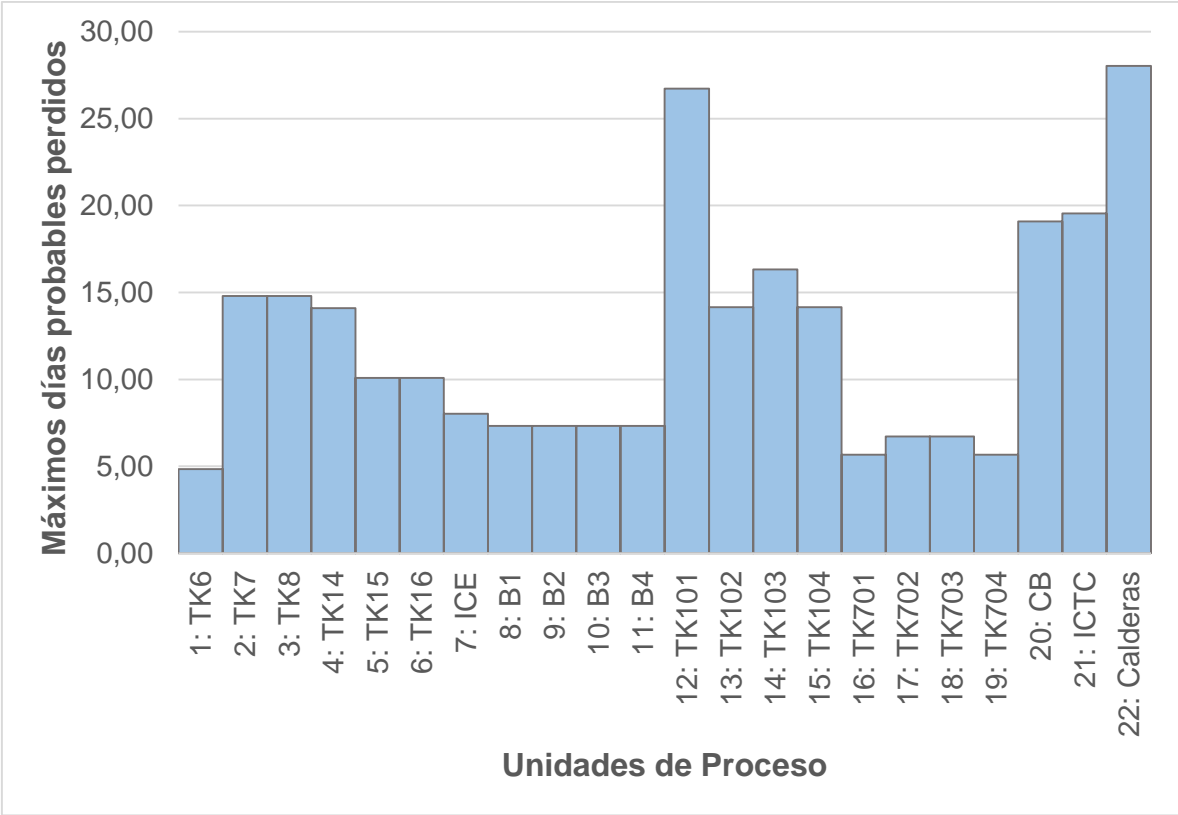
Anexo 18: Resultados del factor de daño.



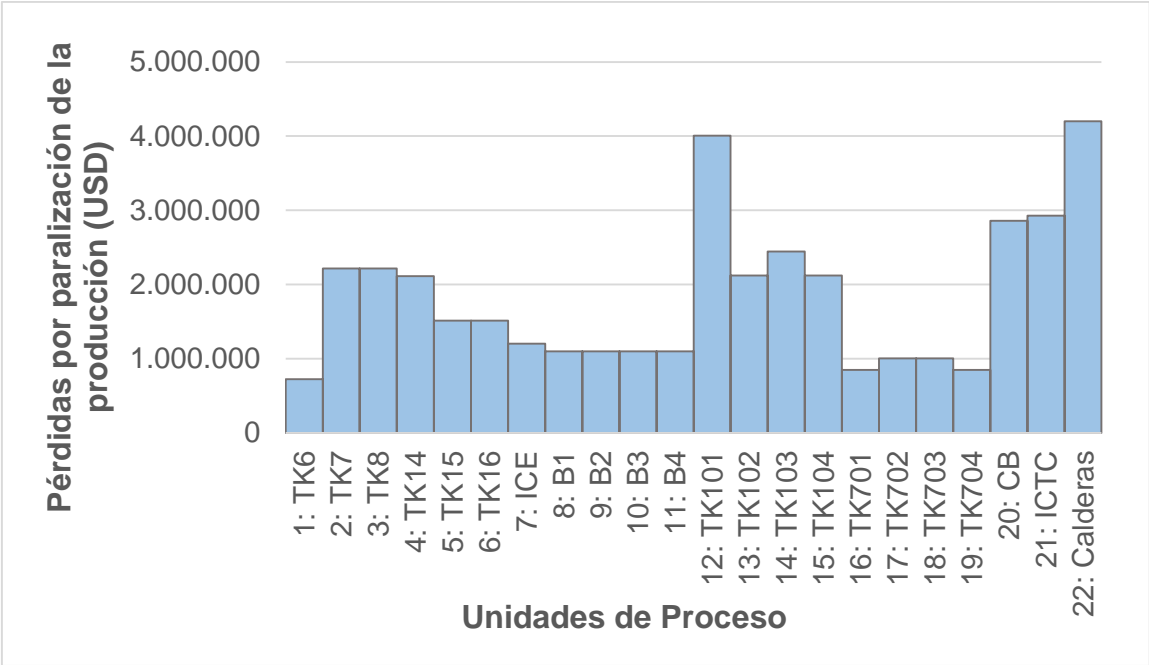
Anexo 19: Resultado de Máximos daño probable a la propiedad.



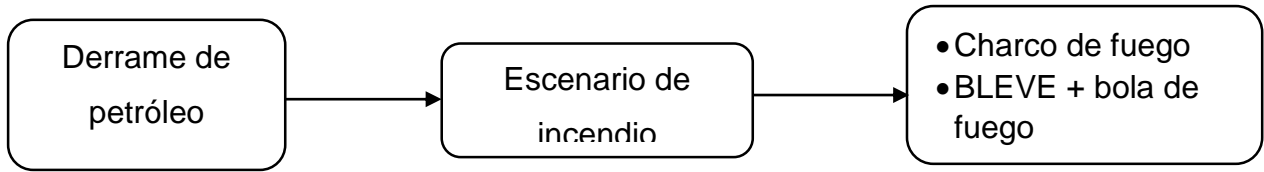
Anexo 20: Resultado de Máximos días probables perdidos.



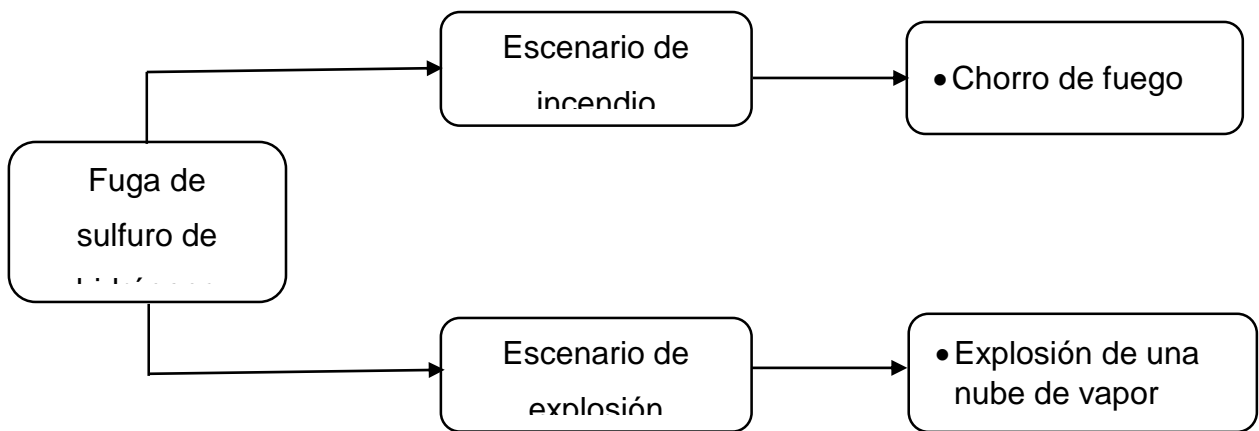
Anexo 21: Resultado de las Pérdidas por interrupción de negocio.



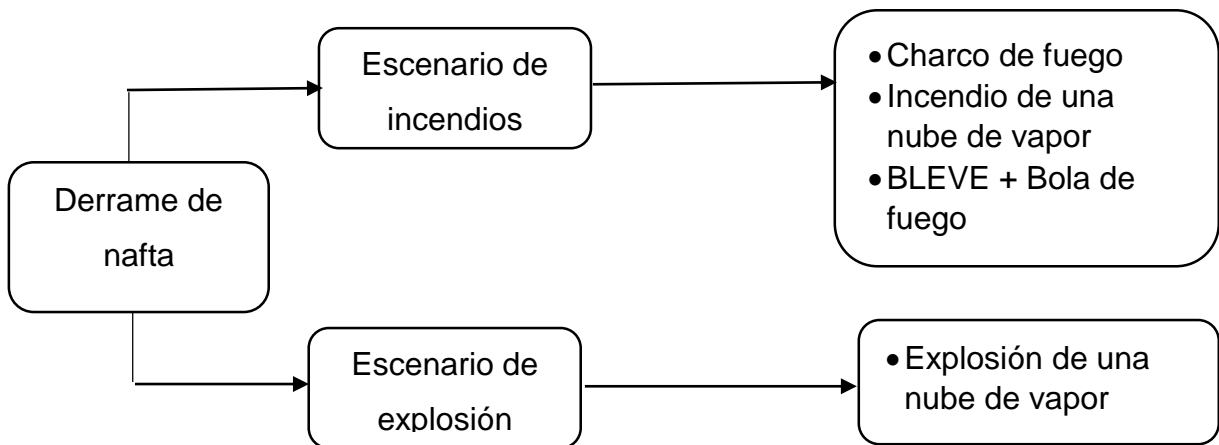
Anexo 22 a: Escenarios analizados a partir de un derrame de petróleo



Anexo 22 b: Escenarios analizados a partir de una fuga de sulfuro de hidrógeno.



Anexo 22 c: Escenarios analizados a partir de un derrame de nafta.



Anexo 23 a: Comportamiento de los valores medio de la nubosidad para el periodo estudiado.

AÑO/MES	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
2000	5	4	4	3	3	4	5	4	5	5	4	3
2001	4	4	4	3	3	5	4	4	3	5	4	4
2002	4	3	4	4	3	4	5	5	5	4	4	5
2003	4	5	4	3	4	5	5	4	5	3	5	4
2004	3	5	5	4	5	5	5	5	4	3	5	4
2005	5	4	5	3	4	5	4	5	4	5	5	4
2006	5	4	4	3	4	5	5	5	4	4	5	3
2007	4	5	4	3	5	3	5	4	5	4	4	5
2008	3	3	4	4	5	4	4	3	4	4	4	4
2009	4	4	3	4	5	5	5	5	5	5	5	4
Media	4	4	4	3	4	5	5	5	5	4	5	4
coef.variac	18.00	18.00	13.85	15.19	21.36	15.71	10.28	15.89	15.89	18.78	11.71	16.67
desv.estan	0.74	0.74	0.57	0.52	0.88	0.71	0.48	0.70	0.70	0.79	0.53	0.67

Anexo 23 b: Comportamiento de los valores medio de la temperatura máxima para el periodo estudiado.

AÑO/MES	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
2000	26	25.7	28	29.6	30.5	30.4	31.3	31.2	30.7	29.2	27.2	26.4
2001	27	26.8	27.5	28.7	30.9	29.7	31.9	30.9	31.6	29	26.5	26.6
2002	26.5	25.7	28	29.9	29.7	30.7	30.8	31.9	30.8	28.5	27.2	26.5
2003	25.4	25.9	28.4	30.3	30.5	30.8	31.9	31.8	29.5	28.8	27.6	27.4
2004	25.5	26.5	28.2	29.3	31.8	29.5	31.5	30.9	30.7	29.5	27.9	27.3
2005	26.7	25.8	28.8	30.9	30.8	31.8	30.9	31.8	31.7	30.5	26.6	25.8
2006	25	27	28.4	28.9	30.9	31.5	31.8	30.9	29.9	30.6	27.5	26.9
2007	26.6	24.5	28	29.2	31.6	29.9	31.6	30.9	30.9	29.8	28.8	27
2008	25.9	25.9	28.1	29.8	30.9	30.5	30.9	30.8	31.9	29.5	26	26.5
2009	26.9	25.4	28.6	30.5	31.8	30.6	31.7	31.9	30.5	30	27.9	25
Media	26.15	25.92	28.20	29.71	30.94	30.54	31.43	31.30	30.82	29.54	27.32	26.54
coef.variac	2.64	2.78	1.31	2.39	2.12	2.40	1.37	1.55	2.48	2.36	2.97	2.69
desv.estand	0.69	0.72	0.37	0.71	0.66	0.73	0.43	0.49	0.77	0.70	0.81	0.72

Anexo 23 c: Comportamiento de los valores medio de la temperatura mínima para el periodo estudiado.

AÑO/MES	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
2000	15.6	15.5	17	18.5	20.6	21.7	21.8	21.7	21.6	20.7	18.6	16.5
2001	16.2	16.2	16.8	18.4	19.5	22.2	23.5	22.5	21.8	19.3	18.7	16.6
2002	16.1	16.1	18.5	18.5	21.3	22.5	22.5	21.7	21.6	21.3	18.4	17.2
2003	15.8	15.5	17	18.5	20.1	21.6	23.1	20.8	21.7	20.1	19.5	16.5
2004	15.9	15.4	16.6	19.5	20.3	21.7	20.9	21.9	20.8	20.5	19.3	15.8
2005	15.3	14.8	17.3	17.8	21.7	20.9	21.7	22	22.5	21.5	17.6	15.9
2006	14.9	15.4	16.8	17.9	19.8	20.8	20.8	22.8	21.9	20.9	18.5	17.2
2007	15.6	15.9	17.1	18.9	21.6	22.8	21	20.9	20.9	21.4	18.9	16.6
2008	15.8	16	17.5	19.2	21.5	21.9	21.9	21.6	22.5	21.7	19.5	16.7
2009	16	15.2	16.9	18.8	20.5	22	22	22.2	21.8	20.6	18.2	17
media	15.7	15.6	17.1	18.6	20.7	21.8	21.9	21.8	21.7	20.8	18.7	16.6
coef.variac	2.49	2.83	3.15	2.83	3.82	2.89	4.15	2.89	2.57	3.51	3.22	2.87
desv.estand	0.39	0.44	0.54	0.53	0.79	0.63	0.91	0.63	0.56	0.73	0.6	0.48

Anexo 23 d: Comportamiento de los valores medio de la humedad relativa para el periodo estudiado.

AÑO/MES	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
2000	78	75	74	73	78	83	81	82	84	84	81	79
2001	79	74	74	74	77	84	79	83	83	84	82	78
2002	78	76	74	72	78	83	80	81	83	83	81	80
2003	79	74	75	74	79	82	83	83	84	84	82	79
2004	77	75	73	73	77	82	81	83	85	85	81	78
2005	78	75	74	73	78	84	82	82	83	83	83	80
2006	78	76	75	72	79	83	81	81	84	83	80	80
2007	78	75	73	74	79	83	82	82	84	85	79	78
2008	76	74	73	72	78	82	81	81	85	85	80	79
2009	79	76	75	73	77	84	80	82	85	84	81	79
Media	78	75	74	73	78	83	81	82	84	84	81	79
coef.variac	1.21	1.09	1.1	1.12	1.05	0.98	1.43	1	0.97	0.97	1.43	1.03
desv.estand	0.94	0.82	0.82	0.82	0.82	0.82	1.15	0.82	0.82	0.82	1.15	0.82

Anexo 23 e: Comportamiento de los valores medio de la velocidad y frecuencia de ocurrencia de los vientos.

Rumbos	Frecuencia (%)	Velocidad media (Km/h)
N	6.7	12.5
NNE	5.8	14.7
NE	9.4	15
ENE	9.1	16.9
E	15.7	15.4
ESE	4	14.3
SE	1.5	12.7
SSE	1.5	10.9
S	3.5	10.6
SSW	3	10
SW	1.8	8.7
WSW	2.1	8.4
WSW	0.7	9.9
WNW	0.7	12
NW	0.4	12.5
NNW	1.1	13.4

Anexo 24: Resultados de las corridas en ALOHA

U/P afectada	Volumen (m ³)	Distancia (m)	Sustancia	Condiciones climáticas	Intensidad de radiación		Tiempo del	
					Pooffire	BLEVE	Pooffire	BLEVE
Tanque 7	10000	193.6	Petróleo	SW TMX	2.8	RB	3600	30
	10000		Petróleo	SW TMN	3		3600	
	10000		Petróleo	Calma TMX	2.8		3600	
	10000		Petróleo	Calma TMN	3		3600	
Tanque 8	10000	174.28	Petróleo	SW TMX	3.5	RB	3600	30
	10000		Petróleo	SW TMN	3.7		3600	
	10000		Petróleo	Calma TMX	3.4		3600	
	10000		Petróleo	Calma TMN	3.7		3600	
Tanque 14	20000	122.1	Petróleo	SW TMX	7	RB	3600	30
	20000		Petróleo	SW TMN	7.9		3600	
	20000		Petróleo	Calma TMX	7		3600	
	20000		Petróleo	Calma TMN	7.8		3600	
Tanque 15	5000	214.7	Petróleo	SW TMX	2.3	RB	3600	30
	5000		Petróleo	SW TMN	2.4		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMX	2.2		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMN	2.4		3600	
Tanque 16	5000	238.7	Petróleo	SW TMX	1.8	RB	3600	30
	5000		Petróleo	SW TMN	1.9		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMX	1.7		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMN	1.9		3600	
ICE	3	85.39	Petróleo	SW TMX	14.8	RB	3600	30
	3		Petróleo	SW TMN	15		3600	
	3		Petróleo	Calma TMX	14		3600	
	3		Petróleo	Calma TMN	15		3600	
Bala 1	100	68.69	Petróleo	SW TMX	20	RB	3600	30
	100		Petróleo	SW TMN	22		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	21		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	21		3600	
Bala 2	100	73.9	Petróleo	SW TMX	18	RB	3600	30
	100		Petróleo	SW TMN	20		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	18		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	20		3600	
Bala 3	100	81.07	Petróleo	SW TMX	16	RB	3600	30
	100		Petróleo	SW TMN	16		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	16		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	16		3600	
Bala 4	100	86.05	Petróleo	SW TMX	14.8	RB	3600	30
	100		Petróleo	SW TMN	15		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	14		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	15		3600	

U/P afectada	Sustancia	Condiciones climáticas	Sobrepresión		ln(ttf)		ttf (s)		Ec. Probit de Renniers y			Ec. Probit Mukhin et al, 2017
			psi	Pa	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	VCE	
Tanque 7	Sulfuro	SSW TMX	0.214	1475.48	4660.28		1.21		16.46		-1.16	-1.05
	Sulfuro	SSW TMN	0.214	1475.48	4310.75	-	1.35		16.25		-1.16	-1.05
	Sulfuro	Calma TMX	0.318	2192.53	4660.28		1.21		16.46		-0.19	-0.25
	Sulfuro	Calma TMN	0.313	2158.06	4310.75		1.35		16.25		-0.23	-0.28
Tanque 8	Sulfuro	SW TMX	0.262	1806.43	3621.62		1.68		15.86		-0.66	-0.64
	Sulfuro	SW TMN	0.261	1799.53	3401.20		1.79		15.73		-0.67	-0.65
	Sulfuro	Calma TMX	0.361	2489.01	3742.22		1.62		15.93		0.12	0.01
	Sulfuro	Calma TMN	0.356	2454.53	3401.20		1.79		15.73		0.09	-0.02
Tanque 14	Sulfuro	NW TMX	0.342	2358.01	1267.40		3.62		14.44		-0.01	-0.10
	Sulfuro	NW TMN	0.342	2358.01	1105.49		3.87		14.31		-0.01	-0.10
	Sulfuro	Calma TMX	0.575	3964.49	1267.40		3.62		14.44		1.26	0.95
	Sulfuro	Calma TMN	0.569	3923.12	1121.52		3.84		14.33		1.23	0.92
Tanque 15	Sulfuro	W TMX	0.190	1310.00	6650.60		0.55		17.90		-1.45	-1.29
	Sulfuro	W TMN	0.189	1303.11	6338.33		0.64		17.63		-1.46	-1.30
	Sulfuro	Calma TMX	0.281	1937.43	6993.20		0.46		18.24		-0.49	-0.50
	Sulfuro	Calma TMN	0.276	1902.95	6338.33		0.64		17.63		-0.54	-0.54
Tanque 16	Sulfuro	W TMX	0.166	1144.53	8773.15		0.04		22.65		-1.78	-1.56
	Sulfuro	W TMN	0.166	1144.53	8253.19		0.16		20.25		-1.78	-1.56
	Sulfuro	Calma TMX	0.247	1703.00	9358.50		-0.08		#iNUM!		-0.81	-0.76
	Sulfuro	Calma TMN	0.243	1675.43	8253.19		0.16		20.25		-0.85	-0.79
ICE	Sulfuro	NE TMX	0.493	3399.12	2469.56		3.13		14.12		-7.23	-46.87
	Sulfuro	NE TMN	0.499	3440.48	2427.17		3.16		14.10		-7.18	-46.64
	Sulfuro	Calma TMX	1.180	8135.81	2653.09		3.01		14.18		-3.45	-30.30
	Sulfuro	Calma TMN	1.090	7515.29	2427.17		3.16		14.10		-3.80	-31.81
Bala 1	Sulfuro	NNE TMX	0.668	4605.70	4919.00		1.99		14.86		-5.92	-14.74
	Sulfuro	NNE TMN	0.677	4667.75	4349.91		2.19		14.70	2.19497	-5.86	-14.62
	Sulfuro	Calma TMX	6.360	43850.65	4618.95		2.10		14.77		3.84	5.07
	Sulfuro	Calma TMN	2.590	17857.42	4618.95		2.10		14.77		-0.05	-2.82
Bala 2	Sulfuro	NNE TMX	0.604	4164.43	5635.14		1.77		15.05		-6.35	-15.62
	Sulfuro	NNE TMN	0.612	4219.59	4919.00		1.99		14.86	1.99247	-6.30	-15.51
	Sulfuro	Calma TMX	2.710	18684.79	5635.14		1.77		15.05		0.15	-2.43
	Sulfuro	Calma TMN	1.740	11996.88	4919.00		1.99		14.86		-1.77	-6.32
Bala 3	Sulfuro	NNE TMX	0.533	3674.91	6559.81		1.52		15.31		-6.89	-16.72
	Sulfuro	NNE TMN	0.539	3716.27	6559.81		1.52		15.31	1.51837	-6.85	-16.62
	Sulfuro	Calma TMX	1.470	10135.29	6559.81		1.52		15.31		-2.50	-7.80
	Sulfuro	Calma TMN	1.250	8618.45	6559.81		1.52		15.31		-3.20	-9.23
Bala 4	Sulfuro	NNE TMX	0.492	3392.22	7253.85		1.35		15.50		-7.24	-17.42
	Sulfuro	NNE TMN	0.498	3433.59	7129.32		1.38		15.46	1.38125	-7.19	-17.32
	Sulfuro	Calma TMX	1.150	7928.97	7792.93		1.23		15.65		-3.56	-9.96
	Sulfuro	Calma TMN	1.080	7446.34	7129.32		1.38		15.46		-3.84	-10.51

U/P afectada	Volumen (m³)	Distancia (m)	Sustancia	Condiciones climáticas	Intensidad de		Tiempo del		ln(ttf)		ttf (s)		Ec. Probit de Renniers	
					Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE
Tanque 6	2900	193.6	Petróleo	NNE TMX	1.9	RB	3600	43	9.07	-	8729	-	0.05	-
	2900		Petróleo	NNE TMN	2				9.02		8237		0.16	
	2900		Petróleo	Calma TMX	1.7				9.20		9898		-0.18	
	2900		Petróleo	Calma TMN	1.7				9.20		9898		-0.18	
Tanque 8	10000	69.4	Petróleo	NNE TMX	15	RB	3600	43	6.55	-	699	-	4.71	-
	10000		Petróleo	NNE TMN	16				6.48		650		4.85	
	10000		Petróleo	Calma TMX	14				6.63		756		4.57	
	10000		Petróleo	Calma TMN	15				6.55		699		4.71	
Tanque 14	20000	286.55	Petróleo	NNE TMX	0.8	RB	3600	43	9.60	-	14702	-	-0.91	-
	20000		Petróleo	NNE TMN	0.9				9.46		12870		-0.67	
	20000		Petróleo	Calma TMX	0.8				9.60		14702		-0.91	
	20000		Petróleo	Calma TMN	0.8				9.60		14702		-0.91	
Tanque 15	5000	210.51	Petróleo	NNE TMX	1.6	RB	3600	43	9.21	-	10022	-	-0.20	-
	5000		Petróleo	NNE TMN	1.6				9.21		10022		-0.20	
	5000		Petróleo	Calma TMX	1.5				9.29		10780		-0.34	
	5000		Petróleo	Calma TMN	1.5				9.29		10780		-0.34	
Tanque 16	5000	246.28	Petróleo	NNE TMX	1.2	RB	3600	43	9.54	-	13872	-	-0.80	-
	5000		Petróleo	NNE TMN	1.2				9.54		13872		-0.80	
	5000		Petróleo	Calma TMX	1.2				9.54		13872		-0.80	
	5000		Petróleo	Calma TMN	1.2				9.54		13872		-0.80	
ICE	3	271.14	Petróleo	NNE TMX	0.9	RB	3600	43	11.42	-	91471	-	-2.82	-
	3		Petróleo	NNE TMN	1				11.29		79847		-2.60	
	3		Petróleo	Calma TMX	0.9				11.42		91471		-2.82	
	3		Petróleo	Calma TMN	0.98				11.31		81955		-2.64	
Bala 1	100	258.41	Petróleo	NNE TMX	1	RB	3600	43	12.37	-	234534	-	-4.37	-3.98499
	100		Petróleo	NNE TMN	1.2				12.13		185380		-3.98	
	100		Petróleo	Calma TMX	1				12.37		234534		-4.37	
	100		Petróleo	Calma TMN	1				12.37		234534		-4.37	
Bala 2	100	264	Petróleo	NNE TMX	1	RB	3600	43	12.37	-	234534	-	-4.37	-4.37236
	100		Petróleo	NNE TMN	1				12.37		234534		-4.37	
	100		Petróleo	Calma TMX	0.9				12.50		268679		-4.60	
	100		Petróleo	Calma TMN	1				12.37		234534		-4.37	
Bala 3	100	270.19	Petróleo	NNE TMX	0.9	RB	3600	43	12.50	-	268679	-	-4.60	-4.37236
	100		Petróleo	NNE TMN	1				12.37		234534		-4.37	
	100		Petróleo	Calma TMX	0.9				12.50		268679		-4.60	
	100		Petróleo	Calma TMN	0.98				12.39		240727		-4.42	
Bala 4	100	275.89	Petróleo	NNE TMX	0.9	RB	3600	43	12.50	-	268679	-	-4.60	-4.59621
	100		Petróleo	NNE TMN	0.9				12.50		268679		-4.60	
	100		Petróleo	Calma TMX	0.85				12.58		289238		-4.72	
	100		Petróleo	Calma TMN	0.9				12.50		268679		-4.60	

U/P afectada por TK8	Volumen (m ³)	Distancia (m)	Sustancia	Condiciones climáticas	Intensidad de radiación		Tiempo del	
					Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE
Tanque 6	2900	174.28	Petróleo	N TMX	2.1	RB	3600	43
	2900		Petróleo	NTMN	2.5		3600	
	2900		Petróleo	Calma TMX	2.1		3600	
	2900		Petróleo	Calma TMN	2.2		3600	
Tanque 7	10000	64.74	Petróleo	N TMX	15	RB	3600	43
	10000		Petróleo	N TMN	19		3600	
	10000		Petróleo	Calma TMX	15		3600	
	10000		Petróleo	Calma TMN	16		3600	
Tanque 14	20000	241.05	Petróleo	N TMX	1.2	RB	3600	43
	20000		Petróleo	NTMN	1.3		3600	
	20000		Petróleo	Calma TMX	1.2		3600	
	20000		Petróleo	Calma TMN	1.2		3600	
Tanque 15	5000	139.87	Petróleo	N TMX	3.5	RB	3600	43
	5000		Petróleo	NTMN	4		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMX	3.5		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMN	3.7		3600	
Tanque 16	5000	175.83	Petróleo	N TMX	2.1	RB	3600	43
	5000		Petróleo	NTMN	2.5		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMX	2.1		3600	
	5000		Petróleo	Calma TMN	2.2		3600	
ICE	3	258.27	Petróleo	N TMX	1	RB	3600	43
	3		Petróleo	NTMN	1.1		3600	
	3		Petróleo	Calma TMX	1		3600	
	3		Petróleo	Calma TMN	1		3600	
Bala 1	100	239.86	Petróleo	N TMX	1.2	RB	3600	43
	100		Petróleo	NTMN	1.3		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	1.2		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	1.2		3600	
Bala 2	100	246.81	Petróleo	N TMX	1.2	RB	3600	43
	100		Petróleo	NTMN	1.3		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	1.2		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	1.2		3600	
Bala 3	100	253.97	Petróleo	N TMX	1	RB	3600	43
	100		Petróleo	NTMN	1.2		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	1		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	1.1		3600	
Bala 4	100	259.9	Petróleo	N TMX	1	RB	3600	43
	100		Petróleo	NTMN	1.1		3600	
	100		Petróleo	Calma TMX	1		3600	
	100		Petróleo	Calma TMN	1		3600	

U/P afectada por TK8	Sustancia	Condiciones climáticas	Sobrepresión		ln(ttf)		ttf (s)		Ec. Probit de Renniers y Cozzani,			Ec. Probit Mukhin et al, 2017
			psi	Pa	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	VCE	
Tanque 6	Sulfuro	NE TMX	0.322	2220.11	8.96	-	7795	-	0.26	-	-0.16	-0.23
	Sulfuro	NE TMn	0.668	4605.70	8.76	-	6401	-	0.62	-	1.62	1.25
	Sulfuro	Calma TMX	0.581	4005.85	8.96	-	7795	-	0.26	-	1.28	0.97
	Sulfuro	Calma TMN	6.370	43919.60	8.91	-	7396	-	0.36	-	7.12	5.80
Tanque 7	Sulfuro	SE TMX	1.330	9170.03	6.55	-	699	-	4.71	-	3.30	2.64
	Sulfuro	SE TMN	6.370	43919.60	6.28	-	535	-	5.21	-	7.12	5.80
	Sulfuro	Calma TMX	3.530	24338.49	6.55	-	699	-	4.71	-	5.68	4.61
	Sulfuro	Calma TMN	6.370	43919.60	6.48	-	650	-	4.85	-	7.12	5.80
Tanque 14	Sulfuro	NNE TMX	0.217	1496.16	9.14	-	9298	-	-0.06	-	-1.12	-1.02
	Sulfuro	NNE TMN	0.379	2613.11	9.05	-	8494	-	0.10	-	0.24	0.10
	Sulfuro	Calma TMX	0.372	2564.85	9.14	-	9298	-	-0.06	-	0.19	0.07
	Sulfuro	Calma TMN	6.370	43919.60	9.14	-	9298	-	-0.06	-	7.12	5.80
Tanque 15	Sulfuro	NW TMX	0.480	3309.48	8.33	-	4138	-	1.43	-	0.82	0.58
	Sulfuro	NW TMN	1.380	9514.76	8.18	-	3559	-	1.71	-	3.39	2.71
	Sulfuro	Calma TMX	0.811	5591.65	8.33	-	4138	-	1.43	-	2.09	1.64
	Sulfuro	Calma TMN	6.370	43919.60	8.27	-	3886	-	1.55	-	7.12	5.80
Tanque 16	Sulfuro	NW TMX	0.353	2433.85	8.91	-	7371	-	0.36	-	0.07	-0.04
	Sulfuro	NW TMN	0.785	5412.38	8.71	-	6053	-	0.73	-	2.02	1.57
	Sulfuro	Calma TMX	0.573	3950.70	8.91	-	7371	-	0.36	-	1.25	0.94
	Sulfuro	Calma TMN	6.370	43919.60	8.85	-	6993	-	0.46	-	7.12	5.80
ICE	Sulfuro	NE TMX	0.195	1344.48	11.29	-	79847	-	-2.60	-	-11.25	-64.47
	Sulfuro	NE TMN	0.334	2302.85	11.16	-	70609	-	-2.40	-	-8.92	-54.26
	Sulfuro	Calma TMX	0.339	2337.32	11.29	-	79847	-	-2.60	-	-8.85	-53.98
	Sulfuro	Calma TMN	2.690	18546.90	11.29	-	79847	-	-2.60	-	0.12	-14.66
Bala 1	Sulfuro	NE TMX	0.214	1475.48	12.13	-	185380	-	-3.98	-3.81493	-10.85	-24.74
	Sulfuro	NE TMX	0.376	2592.43	12.03	-	167193	-	-3.81	-3.81493	-8.40	-19.79
	Sulfuro	Calma TMX	0.374	2578.64	12.13	-	185380	-	-3.98	-3.81493	-8.43	-19.83
	Sulfuro	Calma TMN	6.370	43919.60	12.13	-	185380	-	-3.98	-3.81493	3.85	5.09
Bala 2	Sulfuro	NE TMX	0.206	1420.32	12.13	-	185380	-	-3.98	-3.81493	-11.01	-25.08
	Sulfuro	NE TMX	0.359	2475.22	12.03	-	167193	-	-3.81	-3.81493	-8.61	-20.19
	Sulfuro	Calma TMX	0.360	2482.11	12.13	-	185380	-	-3.98	-3.81493	-8.59	-20.17
	Sulfuro	Calma TMN	6.370	43919.60	12.13	-	185380	-	-3.98	-3.81493	3.85	5.09
Bala 3	Sulfuro	NE TMX	0.199	1372.06	12.37	-	234534	-	-4.37	-3.98499	-11.16	-25.38
	Sulfuro	NE TMX	0.343	2364.90	12.13	-	185380	-	-3.98	-3.98499	-8.80	-20.59
	Sulfuro	Calma TMX	0.347	2392.48	12.37	-	234534	-	-4.37	-3.98499	-8.75	-20.49
	Sulfuro	Calma TMN	0.226	1558.22	12.24	-	207400	-	-4.17	-3.98499	-10.61	-24.26
Bala 4	Sulfuro	NE TMX	0.193	1330.69	12.37	-	234534	-	-4.37	-4.16986	-11.29	-25.65
	Sulfuro	NE TMX	0.331	2282.16	12.24	-	207400	-	-4.17	-4.16986	-8.96	-20.91
	Sulfuro	Calma TMX	0.337	2323.53	12.37	-	234534	-	-4.37	-4.16986	-8.88	-20.75
	Sulfuro	Calma TMN	2.190	15099.52	12.37	-	234534	-	-4.37	-4.16986	-0.77	-4.30

U/P afectada	Volumen (m³)	Distancia (m)	Sustancia	Condiciones climáticas	Intensidad de radiación		Tiempo del		ln(ttf)		ttf (s)		Ec. Probit de Renniers			
					Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE	Poolfire	BLEVE		
Tanque 6	2900	122.1	Petróleo	S TMX	4.6	RB	3600	43	8.08	-	3214	-	1.90	-		
	2900		Petróleo	S TMN	5						3600		7.98		2925	2.07
	2900		Petróleo	Calma TMX	4.7						3600		8.05		3137	1.94
	2900		Petróleo	Calma TMN	5						3600		7.98		2925	2.07
Tanque 7	10000	286.55	Petróleo	S TMX	0.8	RB	3600	43	9.86	-	19196	-	-1.40	-		
	10000		Petróleo	S TMN	0.82						3600		9.83		18668	-1.35
	10000		Petróleo	Calma TMX	0.8						3600		9.86		19196	-1.40
	10000		Petróleo	Calma TMN	0.82						3600		9.83		18668	-1.35
Tanque 8	10000	241.05	Petróleo	S TMX	1.2	RB	3600	43	9.40	-	12140	-	-0.56	-		
	10000		Petróleo	S TMN	1.3						3600		9.31		11090	-0.39
	10000		Petróleo	Calma TMX	1.2						3600		9.40		12140	-0.56
	10000		Petróleo	Calma TMN	1.3						3600		9.31		11090	-0.39
Tanque 15	5000	200.55	Petróleo	S TMX	1.7	RB	3600	43	9.14	-	9358	-	-0.08	-		
	5000		Petróleo	S TMN	1.6						3600		9.21		10022	-0.20
	5000		Petróleo	Calma TMX	1.6						3600		9.21		10022	-0.20
	5000		Petróleo	Calma TMN	1.6						3600		9.21		10022	-0.20
Tanque 16	5000	205.37	Petróleo	S TMX	1.5	RB	3600	43	9.29	-	10780	-	-0.34	-		
	5000		Petróleo	S TMN	1.6						3600		9.21		10022	-0.20
	5000		Petróleo	Calma TMX	1.6						3600		9.21		10022	-0.20
	5000		Petróleo	Calma TMN	1.6						3600		9.21		10022	-0.20
ICE	3	134.4	Petróleo	S TMX	3.9	RB	3600	43	9.53	-	13797	-	0.29	-		
	3		Petróleo	S TMN	4						3600		9.50		13354	0.35
	3		Petróleo	Calma TMX	3.9						3600		9.53		13797	0.29
	3		Petróleo	Calma TMN	4						3600		9.50		13354	0.35
Bala 1	100	93.18	Petróleo	S TMX	8	RB	3600	43	9.68	-	16041	-	0.05	-		
	100		Petróleo	S TMN	8.2						3600		9.65		15538	0.10
	100		Petróleo	Calma TMX	8						3600		9.68		16041	0.05
	100		Petróleo	Calma TMN	8.2						3600		9.65		15538	0.10
Bala 2	100	96.74	Petróleo	S TMX	7.5	RB	3600	43	9.77	-	17433	-	-0.09	-		
	100		Petróleo	S TMN	8						3600		9.68		16041	0.05
	100		Petróleo	Calma TMX	7.5						3600		9.77		17433	-0.09
	100		Petróleo	Calma TMN	8						3600		9.68		16041	0.05
Bala 3	100	99.4	Petróleo	S TMX	7	RB	3600	43	9.86	-	19056	-	-0.24	-		
	100		Petróleo	S TMN	7.8						3600		9.72		16573	-0.01
	100		Petróleo	Calma TMX	7						3600		9.86		19056	-0.24
	100		Petróleo	Calma TMN	7.8						3600		9.72		16573	-0.01
Bala 4	100	102.12	Petróleo	S TMX	6.8	RB	3600	43	9.89	-	19782	-	-0.30	-		
	100		Petróleo	S TMN	7						3600		9.86		19056	-0.24
	100		Petróleo	Calma TMX	6.8						3600		9.89		19782	-0.30
	100		Petróleo	Calma TMN	7						3600		9.86		19056	-0.24

U/P afectada por Bala 1	Volumen (m ³)	Distancia (m)	Sustancia	Condiciones climáticas	Sobrepresión			Ec. Prob. Mukhin et al. 2017
					psi	Pa		
Tanque 6	2900	69.69	Sulfuro	SSW TMX	0.389	2682.06	0.30	0.16
	2900		Sulfuro	SSW TMN	0.393	2709.64	0.33	0.18
	2900		Sulfuro	Calma TMX	0.842	5805.39	2.19	1.72
	2900		Sulfuro	Calma TMN	0.794	5474.44	2.04	1.60
Tanque 7	10000	258.41	Sulfuro	SSW TMX	No sig	-	-	-
	10000		Sulfuro	SSW TMN	No sig	-	-	-
	10000		Sulfuro	Calma TMX	0.122	841.16	-2.53	-2.19
	10000		Sulfuro	Calma TMN	0.12	827.37	-2.57	-2.22
Tanque 8	10000	239.86	Sulfuro	SW TMX	No sig	-	-	-
	10000		Sulfuro	SW TMN	No sig	-	-	-
	10000		Sulfuro	Calma TMX	0.133	917.00	-2.32	-2.01
	10000		Sulfuro	Calma TMN	0.131	903.21	-2.35	-2.04
Tanque 14	20000	93.18	Sulfuro	WNW TMX	0.222	1530.64	-1.07	-0.98
	20000		Sulfuro	WNW TMN	0.222	1530.64	-1.07	-0.98
	20000		Sulfuro	Calma TMX	0.422	2909.59	0.50	0.32
	20000		Sulfuro	Calma TMN	0.414	2854.43	0.45	0.28
Tanque 15	5000	252.85	Sulfuro	WSW TMX	No sig	-	-	-
	5000		Sulfuro	WSW TMN	No sig	-	-	-
	5000		Sulfuro	Calma TMX	0.125	861.84	-2.47	-2.14
	5000		Sulfuro	Calma TMN	0.123	848.06	-2.51	-2.17
Tanque 16	5000	270.04	Sulfuro	WSW TMX	No sig	-	-	-
	5000		Sulfuro	WSW TMN	No sig	-	-	-
	5000		Sulfuro	Calma TMX	0.116	799.79	-2.65	-2.29
	5000		Sulfuro	Calma TMN	0.114	786.00	-2.69	-2.32
ICE	3	141.43	Sulfuro	SE TMX	0.13	896.32	-13.00	-72.17
	3		Sulfuro	SE TMN	0.13	896.32	-13.00	-72.17
	3		Sulfuro	Calma TMX	0.249	1716.79	-10.19	-59.83
	3		Sulfuro	Calma TMN	0.245	1689.22	-10.26	-60.14
Bala 2	100	5.69	Sulfuro	NE TMX	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	NE TMN	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	Calma TMX	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	Calma TMN	6.37	43919.60	3.85	5.09
Bala 3	100	12.82	Sulfuro	NE TMX	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	NE TMN	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	Calma TMX	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	Calma TMN	6.37	43919.60	3.85	5.09
Bala 4	100	19.38	Sulfuro	NE TMX	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	NE TMN	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	Calma TMX	6.37	43919.60	3.85	5.09
	100		Sulfuro	Calma TMN	6.37	43919.60	3.85	5.09

Anexo 25: Alcance del accidente por charco de fuego de tanque 6



Anexo 26: Alcance del accidente por charco de fuego del tanque 702.



Anexo 27: Alcance del accidente por charco de fuego del tanque 101.



Anexo 28: Alcance del accidente de explosión de una VCE en tanque 6.



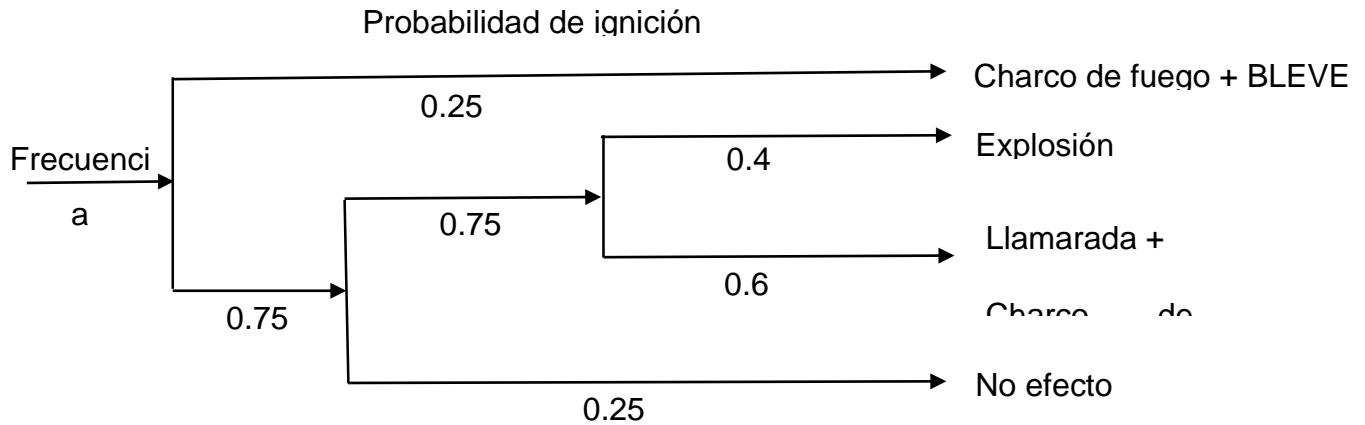
Anexo 29: Alcance del accidente de explosión de una VCE en tanque 701.



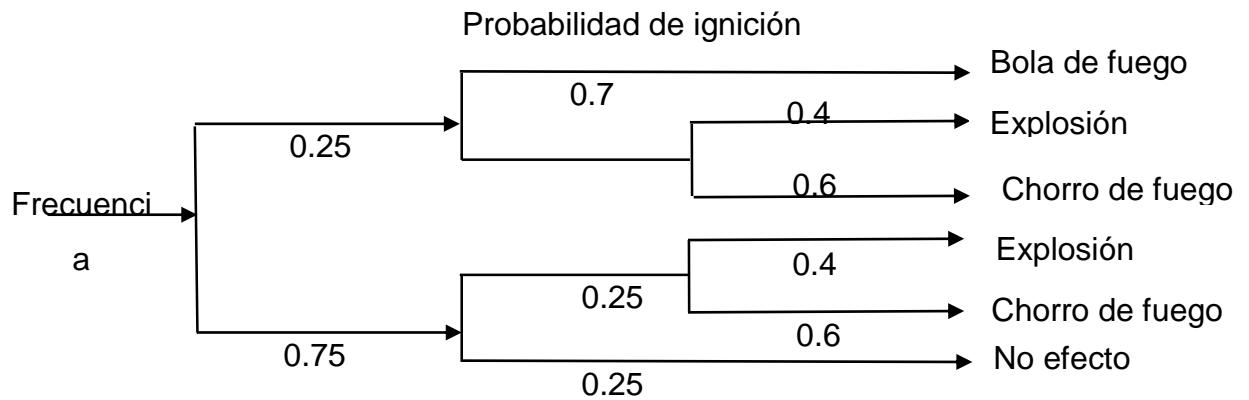
Anexo 30: Frecuencia inicial de derrame por unidad de proceso

U/P	Cantidad		Frec. Total (a ⁻¹)	U/P	Cantidad		Frec. total (a ⁻¹)
	Derrame	Fuga			Derrame	Fuga	
1: TK6	6	2	0,8	12: TK101	1	0	0,1
2: TK7	2	3	0,5	13: TK102	1	0	0,1
3: TK8	3	0	0,3	14: TK103	0	0	0
4: TK14	4	1	0,5	15: TK104	0	0	0
5: TK15	3	1	0,4	16: TK701	3	0	0,3
6: TK16	1	0	0,1	17: TK702	0	0	0
7: ICE	3	0	0,3	18: TK703	0	0	0
8: B1	3	0	0,3	19: TK704	4	0	0,4
9: B2	5	0	0,5	20: CB	6	0	0,6
10: B3	3	0	0,3	21: ICTC	0	0	0
11: B4	3	0	0,3	22: Calderas	1	0	0,1

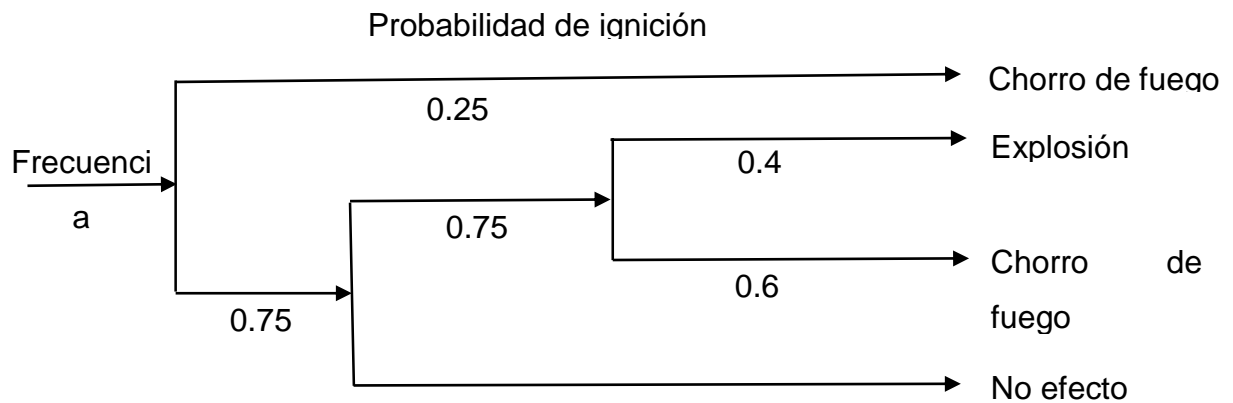
Anexo 31 a: Árbol de suceso para líquidos en tanques atmosféricos



Anexo 31 b: Árbol de suceso para gases en tanques atmosféricos.



Anexo 31 c: Árbol de suceso para gases en tanque presurizados.



Anexo 32: Resultados de la frecuencia inicial para posibles escenarios de incendio.

U/P	Frecuencia	Tipo de escenario
TK 6	0,150	Charco de fuego + BLEVE
	0,202	Llamarada y pool fire
	0,035	Bola de fuego
	0,030	Flashfire por Ign directa
	0,067	Flashfire por Ign retardada
TK 7	0,050	Charco de fuego + BLEVE
	0,067	Llamarada y pool fire
TK 8	0,075	Charco de fuego + BLEVE
	0,101	Llamarada y pool fire
Tk 14	0,100	Charco de fuego + BLEVE
	0,135	Llamarada y pool fire
Tk 15	0,075	Charco de fuego + BLEVE
	0,101	Llamarada y pool fire
	0,017	Bola de fuego
	0,015	Flashfire por ign directa
	0,033	Flashfire por Ign retardada
ICE	0,075	Charco de fuego + BLEVE
	0,101	Llamarada y pool fire
B1	0,075	Charco de fuego + BLEVE
	0,101	Llamarada y pool fire
B2	0,125	Charco de fuego + BLEVE
	0,168	Llamarada y pool fire
B3	0,075	Charco de fuego + BLEVE
	0,101	Llamarada y pool fire
B4	0,075	Charco de fuego + BLEVE
	0,101	Llamarada y pool fire
Tk 101	0,025	Charco de fuego + BLEVE
	0,033	Llamarada y pool fire
Tk 102	0,042	Charco de fuego + BLEVE
	0,051	Llamarada y pool fire
Tk 701	0,075	Charco de fuego + BLEVE
	0,101	Llamarada y pool fire
TK 704	0,100	Charco de fuego + BLEVE
	0,135	Llamarada y pool fire
CB	0,150	Charco de fuego + BLEVE
	0,202	Llamarada y pool fire

Anexo 33: Resultados de la frecuencia inicial para posibles escenarios de explosión.

U/P	Probabilidad	Tipo de escenario
TK 6	0,135	Explosión de petróleo
	0,020	Explosión de gs Ign directa
	0,045	Explosión de gas Ing retarda
TK 7	0,045	Explosión de petróleo
TK 8	0,067	Explosión de petróleo
Tk 14	0,090	Explosión de petróleo
Tk 15	0,067	Explosión de petróleo
	0,100	Explosión de gs Ign directa
	0,022	Explosión de gas Ing retarda
ICE	0,067	Explosión de petróleo
B1	0,067	Explosión de petróleo
B2	0,112	Explosión de petróleo
B3	0,067	Explosión de petróleo
B4	0,067	Explosión de petróleo
Tk 101	0,022	Explosión de petróleo
Tk 102	0,022	Explosión de petróleo
Tk 701	0,067	Explosión de nafta
TK 704	0,090	Explosión de nafta
CB	0,135	Explosión de petróleo

Anexo 34: Distancia entre los equipos

	Tanque 6	IC espiral 1	IC espiral 2	Bal Sep 1	Bal Sep 2	Bal Sep 3	Bal Sep 4	Tanque 7	Tanque 8	Tanque 14	Tanque 15	Tanque 16
Tanque 6		85.38	89.53	68.69	73.9	81.07	86.05	193.6	174.28	122.1	214.7	238.7
IC espiral 1	85.38		1	28.56	24.28	19.79	17.37	271.14	258.27	134.4	286.96	305.97
IC espiral 2	89.53	1		32.95	28.59	24.55	21.26	276.98	263.66	136.55	293.08	310.55
Bal Sep 1	68.69	28.56	32.95		5.69	12.82	19.38	258.41	239.86	93.18	252.85	270.04
Bal Sep 2	73.9	24.28	28.59	5.69		7.95	14.04	264	246.81	96.74	260.93	276.08
Bal Sep 3	81.07	19.79	24.55	12.82	7.95		5.58	270.19	253.97	99.4	267.07	283.42
Bal Sep 4	86.05	17.37	21.26	19.38	14.04	5.58		275.89	259.9	102.12	272.83	289.84
Tanque 7	193.6	271.14	276.98	258.41	264	270.19	275.89		69.74	286.55	210.51	246.28
Tanque 8	174.28	258.27	263.66	239.86	246.81	253.97	259.9	69.74		241.05	139.87	175.83
Tanque 14	122.1	134.4	136.55	93.18	96.74	99.4	102.12	286.55	241.05		200.55	205.37
Tanque 15	214.7	286.96	293.08	252.85	260.93	267.07	272.83	210.51	139.87	200.55		36.84
Tanque 16	238.7	305.97	310.55	270.04	276.08	283.42	289.84	246.28	175.83	205.37	36.84	
Tanque 102	236.59	158.82	154.27	187.52	185.83	178.81	170.92	394.12	399.64	280.74	444.85	466.41
Tanque 101	224.65	141.67	137.72	167.87	161.92	160.86	149.82	396.41	394.55	253.09	430.6	444.93
Tanque 104	273.89	194.2	189.63	220.41	217.68	210.15	204.33	433.54	439.4	310.79	481.7	500.68
Tanque 103	263.34	179.94	174.38	205.87	198.23	192.67	186.29	435.79	433.34	285.34	465.87	481.54
Casa de Bom	154.89	76.36	72.07	103.43	99.9	96.95	88.73	321.58	322	203.83	362.04	381.93
IC Tub y Coraz	190.46	113.64	108.69	141.43	135.42	129.31	124.69	355.89	357.02	237.67	400.07	420.43
IC Tub y Coraz	188.84	111.25	107.16	139.17	133.63	127.78	122.9	356.01	356.33	235.62	398.21	418.48
IC Tub y Coraz	188.16	109.5	105.12	137.51	131.97	125.59	121.54	356.54	355.88	232.65	397.03	416.19
Tanque Nafta	231.85	147.15	141.54	169.78	165.7	158.06	149.55	413.01	404.63	242.02	427.15	441.36
Tanque Nafta	245.26	160.35	154.74	182.88	175.74	170.87	162.58	425.91	417.71	253.64	439.46	453.07
Tanque Nafta	257.46	173.1	167.41	195.8	191.14	184.22	175.18	437	429.74	264.84	451.67	465.61
Tanque Nafta	269.59	185.65	179.74	207.76	200.63	196.5	187.32	449.67	443.22	275.62	463.33	476.63
Casa de Cald	174.53	215.19	217.02	214.88	218.94	225.64	226.07	120.12	178.26	297.19	303.58	341.23

	Tanque 102	Tanque 101	Tanque 104	Tanque 103	Casa de Bom	IC Tub y Coraz	IC Tub y Coraz	IC Tub y Coraz	Tanque Nafta	Tanque Nafta	Tanque Nafta	Tanque Nafta	Casa de Cald
Tanque 6	236.59	224.65	273.89	263.34	154.89	190.46	188.84	188.16	231.85	245.26	257.46	269.59	174.53
IC espiral 1	158.82	141.67	194.2	179.94	76.36	113.64	111.25	109.5	147.15	160.35	173.1	185.65	215.19
IC espiral 2	154.27	137.72	189.63	174.38	72.07	108.69	107.16	105.12	141.54	154.74	167.41	179.74	217.02
Bal Sep 1	187.52	167.87	220.41	205.87	103.43	141.43	139.17	137.51	169.78	182.88	195.8	207.76	214.88
Bal Sep 2	185.83	161.92	217.68	198.23	99.9	135.42	133.63	131.97	165.7	175.74	191.14	200.63	218.94
Bal Sep 3	178.81	160.86	210.15	192.67	96.95	129.31	127.78	125.59	158.06	170.87	184.22	196.5	225.64
Bal Sep 4	170.92	149.82	204.33	186.29	88.73	124.69	122.9	121.54	149.55	162.58	175.18	187.32	226.07
Tanque 7	394.12	396.41	433.54	435.79	321.58	355.89	356.01	356.54	413.01	425.91	437	449.67	120.12
Tanque 8	399.64	394.55	439.4	433.34	322	357.02	356.33	355.88	404.63	417.71	429.74	443.22	178.26
Tanque 14	280.74	253.09	310.79	285.34	203.83	237.67	235.62	232.65	242.02	253.64	264.84	275.62	297.19
Tanque 15	444.85	430.6	481.7	465.87	362.04	400.07	398.21	397.03	427.15	439.46	451.67	463.33	303.58
Tanque 16	466.41	444.93	500.68	481.54	381.93	420.43	418.48	416.19	441.36	453.07	465.61	476.63	341.23
Tanque 102		40.35	38.97	50.32	52.69	41.78	43.65	45.51	74.05	77.6	83.12	88.67	283.19
Tanque 101	40.35		56.98	40.21	36.14	35.75	35.41	34.86	35.56	42.05	50.7	60.57	296.16
Tanque 104	38.97	56.98		39.68	86.34	76.83	78.07	78.98	79.26	76.3	75.23	75.77	320
Tanque 103	50.32	40.21	39.68		73.9	73.42	73.48	72.29	45.15	37.96	35.82	35.66	332.27
Casa de Bom	52.69	36.14	86.34	73.9		9.52	6.41	3.3	63.63	74.88	86.21	96.94	232.66
IC Tub y Coraz	41.78	35.75	76.83	73.42	9.52		3	6.57	73.44	76.99	87.86	96.76	254.31
IC Tub y Coraz	43.65	35.41	78.07	73.48	6.41	3		3.2	70.35	75.33	86.45	95.63	257.99
IC Tub y Coraz	45.51	34.86	78.98	72.29	3.3	6.57	3.2		63	73.41	84.29	94.2	257.28
Tanque Nafta	74.05	35.56	79.26	45.15	63.63	73.44	70.35	63		12.42	25.84	37.92	321.51
Tanque Nafta	77.6	42.05	76.3	37.96	74.88	76.99	75.33	73.41	12.42		13.28	25.12	334.78
Tanque Nafta	83.12	50.7	75.23	35.82	86.21	87.86	86.45	84.29	25.84	13.28		12.05	343.02
Tanque Nafta	88.67	60.57	75.77	35.66	96.94	96.76	95.63	94.2	37.92	25.12	12.05		353.98
Casa de Cald	283.19	296.16	320	332.27	232.66	254.31	257.99	257.28	321.51	334.78	343.02	353.98	

Anexo 35: Resultados de las ecuaciones Probit y las probabilidades.

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6						
TK 7	1.35	-	-	0.00013112	0	0
TK 8	1.79	0.12	0.01	0.00066367	5.30E-07	3.02E-07
TK 14	3.84	1.26	0.95	0.12302	9.20E-05	2.56E-05
TK 15	0.64	-	-	6.50E-06	0	0
TK 16	0.16	-	-	6.49E-07	0	0
ICE	3.16	-	-	0.032884	0	0
B1	2.19	3.84	5.07	0.0024771	0.12302	0.5276
B2	1.99	0.15		0.0013062	6.17E-07	0
B3	1.52	-	-	0.00025071	0	0
B4	1.38	-	-	0.0001473	0	0

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6	0.16	-	-	6.49E-07	0	0
TK 7						
TK 8	4.85	-	-	0.44038	0	0
TK 14	-	-	-	0	0	0
TK 15	-	-	-	0	0	0
TK 16	-	-	-	0	0	0
ICE	-	-	-	0	0	0
B1	-	-	-	0	0	0
B2	-	-	-	0	0	0
B3	-	-	-	0	0	0
B4	-	-	-	0	0	0

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6	0.62	7.12	5.8	5.93E-06	0.983	0.78814
TK 7	5.21	7.12	5.8	0.58317	0.983	0.78814
TK 8						
TK 14	0.1	7.12	5.8	4.79E-07	0.983	0.78814
TK 15	1.71	7.12	5.8	0.00050094	0.983	0.78814
TK 16	0.73	7.12	5.8	9.77E-07	0.983	0.78814
ICE	-	0.12	-	0	5.30E-07	0
B1	-	3.85	5.09	0	0.12507	0.53586
B2	-	3.85	5.09	0	0.12507	0.53586
B3	-	-	-	0	0	0
B4	-	-	-	0	0	0

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6	2.07	-	-	0.00016948	0	0
TK 7	-	-	-	0	0	0
TK 8	-	-	-	0	0	0
TK 14						
TK 15	-	-	-	0	0	0
TK 16	-	-	-	0	0	0
ICE	0.35	-	-	1.66E-07	0	0
B1	0.1	-	-	4.79E-07	0	0
B2	0.05	-	-	3.71E-07	0	0
B3	-	-	-	0	0	0
B4	-	-	-	0	0	0

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6	-	3.78	3.04	0	0.11123	0.024998
TK 7	0.17	4.69	3.79	6.83E-07	0.37828	0.11314
TK 8	2.06	7.12	5.8	0.0016411	0.983	0.53188
TK 14	0.89	7.12	5.8	1.98E-05	0.983	0.53188
TK 15						
TK 16	7.02	7.12	5.8	0.97831	0.983	0.53188
ICE	-	-	-	0	0	0
B1	-	-	-	0	0	0
B2	-	-	-	0	0	0
B3	-	-	-	0	0	0
B4	-	-	-	0	0	0

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6	-	1.75	1.36	0	0.00057703	0.00013632
TK 7	-	1.44	1.1	0	0.00018543	4.8096E-05
TK 8	0.97	7.12	5.8	0.000027888	0.983	0.7881
TK 14	0.66	7.12	5.8	7.1241E-06	0.983	0.78814
TK 15	7.06	7.12	5.8	0.9803	0.983	0.78814
TK 16						
ICE	-	-	-	0	0	0
B1	0.72	-	-	9.34E-06	0	0
B2	-	-	-	0	0	0
B3	-	-	-	0	0	0
B4	-	-	-	0	0	0

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6		2.19	1.72		0.0024771	0.00051904
TK 7		-	-		0	0
TK 8		-	-		0	0
TK 14		0.5	0.32		3.40E-06	1.43E-06
TK 15		-	-		0	0
TK 16		-	-		0	0
ICE		-	-		0	0
B1						
B2		3.85	5.09		0.12507	0.53586
B3		3.85	5.09		0.12507	0.53586
B4		3.85	5.09		0.12507	0.53586

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6		1.75	1.35		0.00057703	0.00013112
TK 7		-	-		0	0
TK 8		-	-		0	0
TK 14		0.38	0.22		1.92E-06	8.76E-07
TK 15		-	-		0	0
TK 16		-	-		0	0
ICE		-	-		0	0
B1		3.85	5.09		0.12507	0.53586
B2						
B3		3.85	5.09		0.12507	0.53586
B4		3.85	5.09		0.12507	0.53586

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6		1.29	0.97		0.00010363	2.79E-05
TK 7		-	-		0	0
TK 8		-	-		0	0
TK 14		0.3	0.15		1.30E-05	6.17E-07
TK 15		-	-		0	0
TK 16		-	-		0	0
ICE		-	-		0	0
B1		3.84	5.07		0.12302	0.5279
B2		3.84	5.07		0.12302	0.5279
B3						
B4		3.84	5.07		0.12302	0.5279

U/P Secundaria	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 6		1.02	0.75		3.45E-05	1.07E-05
TK 7		-	-		0	0
TK 8		-	-		0	0
TK 14		0.21	0.08		8.34E-07	4.33E-07
TK 15		-	-		0	0
TK 16		-	-		0	0
ICE		-	-		0	0
B1		3.84	5.07		0.12302	0.5279
B2		3.84	5.07		0.12302	0.5279
B3		3.84	5.07		0.12302	0.5279
B4						

U/P	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101						
TK 102	6.1756			0.8801		
TK 103	6.2361			0.8917		
TK 104	5.1699			0.5674		
TK 701	6.3299			0.9082		
TK 702	5.8126			0.7917		
TK 703	5.2974			0.6169		
TK 704	4.6118			0.3489		
ICTC	5.7301			0.7673		
B1	-			0		
B2	-			0		
B3	-			0		
B4	-			0		

U/P	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101	6.24			0.8925		
TK 102						
TK 103	5.53			0.7019		
TK 104	6.29			0.9014		
TK 701	4.09			0.1814		
TK 702	3.93			0.1423		
TK 703	3.39			0.0569		
TK 704	3.17			0.0336		
ICTC	4.91			0.4641		
B1	-			0		
B2	-			0		
B3	-			0		
B4	-			0		

U/P	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101	6.24			0.8925		
TK 102	5.53			0.7019		
TK 103						
TK 104	6.24			0.8925		
TK 701	5.68			0.7517		
TK 702	6.28			0.8997		
TK 703	6.28			0.8997		
TK 704	6.28			0.8997		
ICTC	3.22			0.0375		
B1	-			0		
B2	-			0		
B3	-			0		
B4	-			0		

U/P	Probit			Probabilidad		
	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101	5.07			0.5279		
TK 102	6.35			0.9114		
TK 103	6.24			0.8925		
TK 104						
TK 701	3.58			0.0778		
TK 702	3.93			0.1423		
TK 703	4.09			0.1814		
TK 704	3.93			0.1423		
ICTC	2.89			0.0174		
B1	-			0		
B2	-			0		
B3	-			0		
B4	-			0		

U/P	Probit				Probabilidad			
	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101	6.62	RB	7.12	5.8	0.9473	0	0.983	0.7881
TK 102	4.32	RB	7.12	5.8	0.2482	0	0.983	0.7881
TK 103	5.91	RB	7.12	5.8	0.8185	0	0.983	0.7881
TK 104	4	RB	7.12	5.8	0.1586	0	0.983	0.7881
TK 701								
TK 702	RPF	RB	7.12	5.8	0	0	0.983	0.7881
TK 703	7.39	RB	7.12	5.8	0.9915	0	0.983	0.7881
TK 704	6.28	RB	7.12	5.8	0.8997	0	0.983	0.7881
ICTC	3.37	RB	3.84	1.67	0.0515	0	0.123	0.7881
B1	-	4.6932	3.84	5.07	0	0.3795	0.123	0.5279
B2	-	4.7374	3.84	5.07	0	0.3964	0.123	0.5279
B3	-	4.82	3.84	5.07	0	0.4285	0.123	0.5279
B4	-	4.91	3.84	5.07	0	0.4641	0.123	0.5279

U/P	Probit				Probabilidad			
	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101	5.91	RB	7.12	5.8	0.8185	0	0.983	0.7881
TK 102	4	RB	7.12	5.8	0.1586	0	0.983	0.7881
TK 103	6.41	RB	7.12	5.8	0.9207	0	0.983	0.7881
TK 104	4	RB	7.12	5.8	0.1586	0	0.983	0.7881
TK 701	-	RB	7.12	5.8	0	0	0.983	0.7881
TK 702								
TK 703	-	RB	7.12	5.8	0	0	0.983	0.7881
TK 704	7.29	RB	7.12	5.8	0.9889	0	0.983	0.7881
ICTC	3.06	RB	3.84	1.67	0.02619	0	0.123	0.7881
B1	-	4.55	3.84	5.07	0	0.3263	0.123	0.5279
B2	-	4.63	3.84	5.07	0	0.3556	0.123	0.5279
B3	-	4.68	3.84	5.07	0	0.3744	0.123	0.5279
B4	-	4.77	3.84	5.07	0	0.409	0.123	0.5279

U/P	Probit				Probabilidad			
	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101	2.09	RB	7.12	5.8	0.0018	0	0.983	0.7881
TK 102	-	RB	7.12	5.8	0	0	0.983	0.7881
TK 103	3.4	RB	7.12	5.8	0.0547	0	0.983	0.7881
TK 104	0.26	RB	7.12	5.8	1.0686	0	0.983	0.7881
TK 701	4.37	RB	7.12	5.8	0.2643	0	0.983	0.7881
TK 702	6.28	RB	7.12	5.8	0.8997	0	0.983	0.7881
TK 703								
TK 704	6.48	RB	7.12	5.8	0.9305	0	0.983	0.7881
ICTC	-	RB	3.84	1.67	0	0	0.123	0.7881
B1	-	4.39	3.84	5.07	0	0.2709	0.123	0.5279
B2	-	4.45	3.84	5.07	0	0.2911	0.123	0.5279
B3	-	4.53	3.84	5.07	0	0.3191	0.123	0.5279
B4	-	4.63	3.84	5.07	0	0.3556	0.123	0.5279

U/P	Probit				Probabilidad			
	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)	Pool Fire	BLEVE	(Y) Cozzani y Renniers (2013)	(Y) Mukhin et al, (2017)
TK 101	1.11	RB	7.12	5.8	5.01E-05	0	0.983	0.7881
TK 102	-	RB	7.12	5.8	0	0	0.983	0.7881
TK 103	3.21	RB	7.12	5.8	0.0367	0	0.983	0.7881
TK 104	0.26	RB	7.12	5.8	1.07E-06	0	0.983	0.7881
TK 701	2.89	RB	7.12	5.8	0.0174	0	0.983	0.7881
TK 702	4.23	RB	7.12	5.8	0.2206	0	0.983	0.7881
TK 703	6.28	RB	7.12	5.8	0.8997	0	0.983	0.7881
TK 704								
ICTC	-	RB	3.84	1.67	0	0	0.123	0.7881
B1	-	4.25	3.84	5.07	0	0.2266	0.123	0.5279
B2	-	4.34	3.84	5.07	0	0.2546	0.123	0.5279
B3	-	4.39	3.84	5.07	0	0.2709	0.123	0.5279
B4	-	4.49	3.84	5.07	0	0.305	0.123	0.5279

Anexo 36: Cantidad de unidades secundarias dentro los vectores de daño y escalado por radiación.

Área	U/P	Vector de daño		Vector de escalado	
		Distancia de radiación (m)	N ₁	Distancia de escalado (m)	N ₂
Sub-1	TK 7	74	0	74	0
	TK 8	68	1	68	1
	TK 15	79	1	79	1
	TK 16	79	1	79	1
Sub-2	TK 6	86	5	86	5
	TK 14	68	0	68	0
	B1	-	-	-	-
	B2	-	-	-	-
	B3	-	-	-	-
	B4	-	-	-	-
Sub-3	TK 701	27	2	27	2
	TK 702	26	3	26	3
	TK 703	27	3	27	3
	TK 704	25	2	25	2
Sub-4	TK 101	77	9	77	9
	TK 102	68	4	68	4
	TK 103	68	4	68	4
	TK 104	68	3	68	3

Anexo 37: Cantidad de unidades secundarias dentro los vectores de daño y escalado por sobrepresión.

Área	U/P	Distancia de sobrepresión (m)	N3	Distancia de escalado (m)	N4
Sub-1	TK 7	-	-	-	-
	TK 8	276,55	11	257	9
	TK 15	224,15	5	208	3
	TK 16	224,24	4	208	3
Sub-2	TK 6	90,46	5	72	1
	TK 14	-	-	-	-
	B1	54	4	42	4
	B2	54	4	42	4
	B3	54	4	42	4
	B4	54	4	42	4
Sub-3	TK 701	473	21	315	16
	TK 702	485	21	322	16
	TK 703	485	21	322	16
	TK 704	485	21	322	16
Sub-4	TK 101	-	-	-	-
	TK 102	-	-	-	-
	TK 103	-	-	-	-
	TK 104	-	-	-	-

Anexo 38: Posibles cadenas de accidentes

U/P	Cadenas Posibles	Valor de frecuencia
1: TK6	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
2: TK7	-	-
3: TK8	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
4: TK14	-	-
5: TK15	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
6: TK16	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
7: ICE	-	-
8: B1	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
9: B2	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
10: B3	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
11: B4	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
12: TK101	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
13: TK102	F+F	0,182
14: TK103	F+F	0,182
15: TK104	F+F	0,182
16: TK701	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
17: TK702	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
18: TK703	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
19: TK704	F+E; F+F; E+E; E+F	0,998
20: CB	-	-
21: ICTC	-	-
22: Calderas	-	-

Anexo 39: Radio, área y valor del área de exposición del FEI modificado.

U/P	Radio	Área	VAE
1: TK6	96,90	29495,77	\$700 919,70
2: TK7	75,13	17732,08	\$2 330 701,78
3: TK8	104,66	34411,16	\$2 330 616,15
4: TK14	72,30	16421,69	\$1 938 899,84
5: TK15	99,95	31383,83	\$1 221 762,54
6: TK16	94,68	28162,59	\$1 221 762,54
7: ICE	33,58	3543,37	\$696 943,54
8: B1	52,55	8676,83	\$563 724,17
9: B2	53,38	8951,25	\$563 724,17
10: B3	52,54	8671,74	\$563 724,17
11: B4	52,54	8671,74	\$563 724,17
12: TK101	55,68	9740,45	\$6 134 634,84
13: TK102	49,19	7601,11	\$3 367 916,78
14: TK103	49,78	7783,52	\$3 293 050,77
15: TK104	47,98	7232,37	\$1 892 441,09
16: TK701	43,25	5876,15	\$1 367 780,77
17: TK702	42,79	5752,91	\$2 038 859,17
18: TK703	42,79	5751,57	\$1 367 780,77
19: TK704	43,32	5894,31	\$1 367 780,77
20: CB	49,22	7611,07	\$3 845 807,59
21: ICTC	34,61	3762,99	\$3 550 253,78
22: Calderas	60,99	11685,68	\$4 756 708,48

Anexo 40: Máximo daño probable la propiedad de FEI modificado

U/P	MPPD base	MPPD act	U/P	MPPD base	MPPD act
1: TK6	\$588 772,55	\$348 082,88	12: TK101	\$5 091 746,92	\$3 596 722,38
2: TK7	\$1 957 789,50	\$1 157 446,97	13: TK102	\$2 795 370,93	\$1 974 601,90
3: TK8	\$1 957 717,57	\$1 157 404,45	14: TK103	\$2 733 232,14	\$1 930 708,13
4: TK14	\$1 628 675,87	\$962 874,69	15: TK104	\$1 570 726,10	\$1 109 533,88
5: TK15	\$1 026 280,54	\$606 738,01	16: TK701	\$889 057,50	\$628 014,92
6: TK16	\$1 026 280,54	\$606 738,01	17: TK702	\$1 325 258,46	\$936 139,77
7: ICE	\$536 646,52	\$412 041,16	18: TK703	\$889 057,50	\$628 014,92
8: B1	\$473 528,30	\$363 578,52	19: TK704	\$889 057,50	\$628 014,92
9: B2	\$473 528,30	\$363 578,52	20: CB	\$2 999 729,92	\$2,034 199,28
10: B3	\$473 528,30	\$363 578,52	21: ICTC	\$2 769 197,95	\$1 956 113,76
11: B4	\$473 528,30	\$363 578,52	22: Calderas	\$3 995 635,12	\$3 067 878,12

