

**Universidad de Matanzas**  
**Sede “Camilo Cienfuegos”**  
**Facultad de Ciencias Técnicas**  
**Departamento de Química**



**TRABAJO DE DIPLOMA**

Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Químico

*Título: Diseño de un índice para pronosticar el impacto económico de accidentes y su efecto dominó usando técnicas de inteligencia artificial en un área de almacenamiento de hidrocarburos*

**Autor:**

Yanelys Cuba Arana.

**Tutor:**

M.Sc. Ing. Julio Ariel Dueñas Santana.

**Consultante:**

Dr.C.Ing.Jesús Delfín Luis Orozco.

**Matanzas, Cuba 2021**

## *DECLARACIÓN DE AUTORIDAD*

---

Yo, Yanelys Cuba Arana, declaro que soy la única autora de este Trabajo de Diploma y lo pongo a la disposición de la División Territorial de Comercialización y Combustibles de Matanzas 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 como autor.



---

Yanelys Cuba Arana

NOTA DE ACEPTACIÓN

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

*Presidente del tribunal*

---

*Miembro del tribunal*

---

*Miembro del tribunal*

*“El futuro pertenece a aquellos  
que creen en la belleza de sus sueños”.*

**Eleanor Roosevelt**

## **DEDICATORIA**

---

*A mis padres*

*A mis hermanos*

*A mis tíos*

*A mis abuelos*

*A mi tutor Julio*

# **AGRADECIMIENTOS**

---

A mi **madre Rosa María** por ser mi guía y fortaleza en todo momento, por su apoyo constante y fuerza inigualable, y a mi **padre Noel** por ser mi ejemplo de altruismo, por su dedicación y perseverancia. Por ser ambos mis motores en la vida, promotores de mis sueños, por confiar siempre en mí y brindarme su amor incondicional y entrega infinita.

A mi **hermano Yoel** por ser mi héroe, ejemplo de superación y de amor a la profesión y a mi **hermana Sunay** por ser mi pequeña, que me admira y me inspira a ser mejor cada día.

A mi **tío Pedro Julio** por su cariño y ayuda constante y ser mi defensor en cualquier circunstancia y a mi **tía Noemí** por su apoyo y preocupación incondicional donde la distancia no ha sido límite.

A mi **abuela Zoraida** por su comprensión y amor sin límites y ejemplo de mujer luchadora y a mi **abuela Violeta** por ser mi ejemplo de profesora excelente, mi orgullo, y que desde el cielo es uno de los ángeles que cuida de mí.

A **mis primas Yuleimi y Yailín** por sus cariños infinitos y formar parte de mi vida y a **toda mi familia** por guiarme y estar siempre presente.

A mi **tutor Julio** por su confianza en mí, su entrega, su paciencia, su ayuda indispensable. Por darme la oportunidad de trabajar juntos y mostrarme el fascinante mundo de la investigación. Por confiar en mi capacidad para la creación de este trabajo de diploma y ser un profesor y una persona excepcional, por contribuir considerablemente en mi crecimiento profesional, pero sobre todo, por ser ejemplo claro de que con constancia y disciplina los sueños se hacen realidad.

A mis amigas **Claudia, Yoandra y Katherine** por su amistad verdadera, su compañía, por las largas horas de estudio y los momentos felices, pero sobre todo por estar siempre ahí para mí, por hacer de estos cuatro años una experiencia inolvidable.

A mis **compañeros del Q-41** por estos años de estudios y momentos compartidos.

Al colectivo de **profesores de Ingeniería Química** que han contribuido con sus conocimientos y experiencias a mi educación y formación como profesional, modelos de excelentes profesores para mí.

A todos los profesores que he tenido desde mi infancia que han contribuido en mi disciplina y formación de valores.

A **los trabajadores** de la División Territorial de Combustibles de Matanzas en especial a **Lily** por su atención y gran ayuda.

A la **Universidad de Matanzas** por brindarme la oportunidad y formarme como ingeniera química.

*Gracias a todos.*

## Resumen

Esta investigación se desarrolla con el objetivo de pronosticar el impacto económico de accidentes y su efecto dominó en un área de almacenamiento de hidrocarburos para lo cual se confecciona una metodología de diez etapas fundamentales. Primeramente se aplica el Índice de Incendio y Explosión de DOW y mediante una crítica del mismo se definen los nuevos indicadores para la creación del índice *Fire and Explosion Economic Losses Index* (FEEL-Index). Posteriormente, se obtiene el alcance de cada escenario, se cuantifica la probabilidad de cada uno y su escalado a partir de técnicas convencionales de riesgo. Luego se desarrollan las redes Petri y Bayesianas para cuantificar la probabilidad de accidentes y la de efecto dominó respectivamente. Mediante el criterio de expertos y la lógica *Fuzzy* se determinan los nuevos indicadores, y se valida el nuevo índice en base a la comparación del mismo con los resultados del índice DOW. Las redes Bayesianas evidencian que el tanque 17 es la unidad más propensa a detonar la cadena de eventos dominó con una probabilidad conjunta de 76,74 % para el escenario de incendio y de 100% para el de explosión. Las pérdidas totales cuantificadas con el índice FEEL oscilan entre 297 000 y 367 000 USD incrementándose entre 1,2 y 1,4 veces para cada unidad de proceso con respecto a las del índice DOW, lo que evidencia un impacto económico más real al contemplar valores más certeros de ocurrencia de los accidentes y su efecto dominó y las pérdidas de prestigio.



## **Abstract**

This research is developed with the objective of forecasting the economic impact of accidents and their domino effect in a hydrocarbon storage area, for which a methodology of ten fundamental stages is made. First, the DOW Fire and Explosion Index is applied and through a critique of it, the new indicators for the creation of the *Fire and Explosion Economic Losses Index* (FEEL-Index) are defined. Subsequently, the scope of each scenario is obtained, the probability of each one is quantified and its escalation based on conventional risk techniques. Then the Petri and Bayesian networks are developed to quantify the probability of accidents and the domino effect respectively. Using expert judgment and fuzzy logic, the new indicators are determined, and the new index is validated based on its comparison with the results of the DOW index. The Bayesian networks show that tank 17 is the unit most likely to detonate the chain of domino events with a combined probability of 76.74% for the fire scenario and 100% for the explosion scenario. The total losses quantified with the FEEL index range between 297,000 and 367,000 USD, increasing between 1.2 and 1.4 times for each process unit with respect to those of the DOW index, which shows a more real economic impact when considering values more certain of the occurrence of accidents and their domino effect and loss of prestig.

# Índice

<b>Introducción</b> .....	1
<b>Capítulo 1: Análisis Bibliográfico</b> .....	4
1.1 Características de accidentes de incendio y explosión que pueden ocurrir en el almacenamiento de hidrocarburos .....	4
1.2 Características y definición del efecto dominó de accidentes de incendio y explosión.....	12
1.3 Análisis histórico relacionado a pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión y a su efecto dominó.....	15
1.4 Metodologías e índices establecidos para la cuantificación del impacto económico de accidentes de incendio y explosión .....	17
1.4.1 Índices existentes para el pronóstico de los daños económicos provocados por accidentes de incendio y explosión.....	17
1.4.2 Uso de la inteligencia artificial dentro del análisis de riesgos probabilístico en la determinación del impacto económico de accidentes .....	23
1.1 Conclusiones parciales. ....	26
<b>Capítulo 2: Materiales y métodos</b> .....	27
2.1 Etapa 1: Selección de la unidad de proceso .....	29
2.2 Etapa 2: Aplicación del Índice de Incendio y Explosión de DOW .....	30
2.2.1 Selección de las unidades de proceso y determinación del factor material .....	31
2.2.2 Factores de peligrosidad general y especial de las unidades de proceso .....	31
2.2.3 Determinación del Índice de Incendio y Explosión de DOW .....	32
2.2.4 Determinación del factor de bonificación por el control de pérdidas .....	33
2.2.5 Determinación del radio y área de exposición .....	33
2.2.6 Cuantificación del valor del área de exposición .....	33
2.2.7 Determinación del factor de daño .....	34
2.2.8 Determinación del Máximo Daño Probable a la Propiedad (base y actualizado) .....	34
2.2.9 Determinación de los máximos días probables perdidos y pérdidas por interrupción de negocio o producción .....	34

2.3 Etapa 3: Definición de nuevos indicadores para la creación del nuevo índice FEEL .....	36
2.4 Etapa 4: Simulación de los escenarios de incendio y explosión con el <i>software</i> ALOHA .....	38
2.4.1 Características y particularidades del <i>software</i> ALOHA.....	38
2.5 Etapa 5: Cuantificación de la frecuencia inicial de los escenarios .....	39
2.6 Etapa 6: Determinación de la probabilidad de escalado para cada escenario de incendio y explosión.....	40
2.7 Etapa 7: Desarrollo de las redes Petri para cuantificar la probabilidad de accidentes.....	41
2.8 Etapa 8: Desarrollo de las redes Bayesianas para la cuantificación de la probabilidad del efecto dominó .....	42
2.8.1 Metodología para la elaboración de las redes Bayesianas de probabilidades .....	42
2.8.2 Características y particularidades del <i>software</i> Hugin .....	44
2.8.3 Cuantificación de probabilidades a partir de las redes Bayesianas .....	44
2.9 Etapas 9-10: Conformación y validación del nuevo índice FEEL.....	44
2.9.1 Características de la lógica <i>Fuzzy</i> para la ponderación del criterio de expertos.....	47
2.9.2 Metodología para la cuantificación del impacto económico relacionado a las pérdidas de prestigio producto a accidentes de incendio y explosión.....	48
<b>Capítulo 3: Análisis de los resultados.....</b>	<b>50</b>
3.1 Resultados de la aplicación del Índice de Incendio y Explosión de DOW (Etapas 1-2) .....	50
3.2 Resultados de la determinación de indicadores en el Índice FEEL (Etapa 3) .....	54
3.3 Resultados de la simulación de escenarios de incendio y explosión (Etapa 4).....	57
3.3.1 Estimación del alcance del escenario charco de fuego .....	58
3.3.2 Estimación del alcance del escenario BLEVE más bola de fuego.....	61
3.3.3 Estimación del alcance del escenario explosión de una nube de vapor	63
3.4 Resultados referidos a la cuantificación de la frecuencia ramal de los escenarios (Etapa 5) .....	66
3.5 Cuantificación de la probabilidad de escalado de los accidentes (Etapa 6) .	68

3.6 Resultados y análisis de la red Petri desarrollada para la cuantificación de la probabilidad de accidentes (Etapa 7).....	71
3.7 Resultados y análisis de las redes Bayesianas para la cuantificación de la probabilidad de efecto dominó (Etapa 8) .....	73
3.7.1 Resultados de la red Bayesiana ordinaria desarrollada por explosión... 74	
3.7.2 Resultados de la lógica Fuzzy para cuantificar la probabilidad de evolución en el tiempo en la red Bayesiana dinámica por incendio.....	74
3.7.3 Resultados de la red Bayesiana dinámica desarrollada por incendio ....	76
3.8 Resultados de la aplicación del índice FEEL en la cuantificación de las pérdidas económicas (Etapas 9-10).....	80
3.9 Conclusiones parciales .....	88
<b>Conclusiones.....</b>	<b>91</b>
<b>Recomendaciones.....</b>	<b>92</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>93</b>
<b>Anexos .....</b>	<b>117</b>

## Introducción

El desarrollo tecnológico experimentado por los países industrializados en las últimas décadas, ha llevado consigo al incremento de instalaciones industriales. La producción, manipulación y transporte de determinadas sustancias peligrosas han implicado asimismo la aparición de nuevos riesgos, que pueden originar accidentes graves en las plantas de proceso con un fuerte impacto sobre las instalaciones, la población y el entorno. (Casal *et al.*, 2002; Goerlandt *et al.*, 2017; Gómez, 2009).

En la industria química estos accidentes ocurren cada vez con más frecuencia debido al aumento de los inventarios cada vez mayores que se manejan en todo el mundo, a pesar del desarrollo obtenido en la ciencia y la tecnología de la seguridad industrial (Kong *et al.*, 2017; Rostamabadi *et al.*, 2019; Tauseef *et al.*, 2018). Los accidentes generados por el efecto dominó son los más destructivos y de mayor impacto y representan una afectación global a mayor escala, ya que, en estos casos, la magnitud de las consecuencias de los accidentes secundarios es mucho mayor que la del accidente primario (Landucci *et al.*, 2017; Swuste *et al.*, 2019).

Según las necesidades actuales en el análisis predictivo probabilístico de riesgos resulta indispensable la actualización de las técnicas de análisis de riesgo clásicas y la integración con otras más sofisticadas, que permitan determinar la probabilidad de ocurrencia de los accidentes y su posibilidad de concluir en un efecto dominó a partir del desarrollo de un evento primario para así obtener resultados más confiables y por consiguiente mejorar los métodos de evaluación de riesgos en el desarrollo de estrategias para prevenir accidentes y en el diseño de medidas de mitigación (Nasiri *et al.*, 2017; Kouk *et al.*, 2018).

Entre las técnicas combinadas actualmente se encuentran las redes Bayesianas como una poderosa herramienta, basada en la aplicación del teorema de Bayes, muy útil para tratar las incertidumbres y la información de diferentes fuentes debido a su estructura gráfica flexible que permite mostrar el orden secuencial de los escenarios (Kannan *et al.*, 2020; Khakzad *et al.*, 2018). Las redes Bayesianas dinámicas constituyen una extensión de la misma que permiten modelar sistemas

dinámicamente, cuando los factores cambian con el tiempo (Molina *et al.*, 2013). Por otro lado, se encuentran las redes Petri, modelo matemático y gráfico, que permiten representar y estudiar un medio cualitativamente, tanto como cuantitativa o dinámicamente, siendo cada vez más utilizadas para la protección de sistemas (Baldan *et al.*, 2015; Lacerda y Lima, 2019).

Dentro del amplio campo industrial el análisis previo de los riesgos y accidentes es fundamental a la hora de evaluar el impacto económico industrial en el desarrollo de un país. Las pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión traerían consigo una inversión financiera a la industria aumentando así los costos de inversión y afectando el tiempo de recuperación de la misma sin contar los gastos provocados por las pérdidas ocasionadas.

En Cuba, fundamentalmente en la rama petrolera existen refinerías, empresas de perforación de petróleo y empresas comercializadoras de combustibles que se encargan del procesamiento del petróleo crudo con distintos fines. Estas industrias representan en sí mismas un alto riesgo de incendio y explosión por el nivel elevado de inflamabilidad y volatilidad de las sustancias que manejan. Tal es el caso de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas (DTCCM) ubicada en la Zona Industrial del Municipio de Matanzas, al Noroeste de la Bahía en el Km. 8 de la carretera de esta Zona Industrial, la cual se encarga de la recepción, almacenamiento y entrega del petróleo crudo y sus derivados; contando para ello con muelles y oleoductos, capaces estos últimos de trasladar el combustible a los consumidores que así lo requieran. Está dividida en tres áreas fundamentales: la Terminal 320 (T-320), Base en tierra o Base Crudo y Suministros y la Supertanqueros.

Investigaciones realizadas en esta empresa, específicamente en el área Terminal 320, como por ejemplo el estudio de Dueñas (2018) y el de Costa (2019), han aplicado el índice de DOW con la finalidad de cuantificar las pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión, no obstante debido a limitaciones que presenta dicho índice y la no utilización de técnicas de inteligencia artificial conlleva

a que los resultados obtenidos de pérdidas presenten incertidumbre y no se ajusten con precisión a valores reales de accidentes.

Por tal motivo se plantea el siguiente **problema** de investigación: ¿Cómo cuantificar las pérdidas económicas debido al efecto dominó de accidentes de incendio y explosión en un área de almacenamiento de hidrocarburos?

Con el propósito de resolver el problema anterior se establece la siguiente **hipótesis**: Si se integran técnicas de análisis de riesgos y de inteligencia artificial, así como el análisis histórico de accidentes, con las metodologías existentes de cuantificación de pérdidas económicas producto a escenarios de incendio y explosión, se podrán pronosticar las mismas debido al efecto dominó de dichos sucesos en un área de almacenamiento de hidrocarburos.

Por lo que **objetivo general** de este trabajo es: Pronosticar el impacto económico de accidentes relacionados a incendios y explosiones, así como su posible efecto en cascada a través del diseño de un nuevo índice, en un área de almacenamiento de hidrocarburos de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas.

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

1. Determinar el alcance de los accidentes de incendio y explosión que pueden manifestarse en el área de almacenamiento de hidrocarburos analizada.
2. Evaluar las pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión en el área seleccionada de almacenamiento de hidrocarburos.
3. Diseñar un nuevo índice que cuantifique las pérdidas económicas debido a estos accidentes y a su efecto dominó, de la forma más real posible, sustentado en el uso de técnicas de inteligencia artificial y análisis histórico de accidentes.

## **Capítulo 1: Análisis Bibliográfico**

En este capítulo se abordan diferentes temáticas sobre el análisis cuantitativo de riesgo a partir de lo reportado en la literatura especializada con el fin de definir las metodologías para el desarrollo del presente trabajo. Para ello se caracterizan los tipos de accidentes de incendio y de explosión que pueden ocurrir en un almacenamiento de hidrocarburos, así como las características de su efecto continuado. Se realiza un análisis histórico relacionado a pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión y a su efecto dominó. Finalmente, se describen las metodologías e índices establecidos, así como las técnicas de inteligencia artificial utilizadas en el análisis de riesgo probabilístico para la cuantificación del impacto económico de accidentes.

### **1.1 Características de accidentes de incendio y explosión que pueden ocurrir en el almacenamiento de hidrocarburos**

Según Casal *et al.* (2002) el gran crecimiento y la rápida evolución tecnológica que ha experimentado la industria en general y la industria química en particular a nivel mundial, unido al incremento de inventarios de productos químicos en las instalaciones y en los diversos medios de transporte han provocado un aumento de la probabilidad de que ocurran grandes accidentes con un gran impacto sobre las personas, medio ambiente y economía de la sociedad. Este epígrafe está enfocado en analizar los diferentes escenarios de accidentes que pueden ocurrir debido a incendios y explosiones en la industria de almacenamiento de hidrocarburos; así como sus características fundamentales.

En general en la industria petrolera estos escenarios coinciden con situaciones de emisión, escape, vertido, incendio y explosión, en las que están implicadas sustancias peligrosas, donde pueden ocurrir en diferentes niveles y áreas en industria de procesos químicos (CPI) durante su transporte y almacenamiento. En términos generales, los accidentes en una industria de procesos son divididos en tres categorías principales: fuego, explosión y liberación tóxica (SA. Abbasi, T. Abbasi, Pandey *et al.*, 2018; Ding *et al.*, 2020). En la tabla 1.1 se muestra una



comparación en cuanto a las características principales de los tipos de accidentes que pueden ocurrir.

**Tabla 1.1: Comparación de los distintos escenarios de incendio y explosión que pueden ocurrir en la industria petrolera**

Escenario	Características generales	Efectos directos	Influencia de las condiciones meteorológicas	Referencias
Charco de fuego ( <i>pool fire</i> )	<p>-Combustión estacionaria con llama de difusión del líquido de un charco de dimensiones conocidas que se produce en un recinto descubierto.</p> <p>-Su duración depende de las medidas de seguridad de la rapidez con que se active el sistema contra incendios y de la cantidad de combustible involucrado en el escenario.</p> <p>-Su radio de acción es alto.</p>	Por radiación térmica o por contacto directo con la llama.	<p>En la expansión en mayor o menor medida del charco de fuego.</p> <p>Ángulo de inclinación de la llama.</p>	<p>Casal <i>et al.</i> (2002); Sengupta (2007); Gyenes <i>et al.</i> (2017); Wells (2003); Lees (2012)</p>
Dardo de fuego ( <i>jet fire</i> )	<p>-Llama estacionaria y alargada (de gran longitud y poca amplitud).</p> <p>Tiene lugar cuando se produce el vertido accidental de vapores o gases inflamables a presión, en áreas de proceso o depósitos de almacenaje.</p> <p>- Su duración depende de la cantidad de combustible involucrado en el escenario.</p> <p>-Radio de acción limitado</p>	Por radiación térmica o por contacto directo con el chorro.	En la dirección de propagación del chorro de fuego.	<p>Casal <i>et al.</i> (2002); Reche (2017); Wells (2003); Zhou <i>et al.</i> (2018)</p>
Llamarada ( <i>flash fire</i> )	<p>-Llama progresiva de difusión, de baja velocidad. No produce ondas de presión significativas. Suele estar asociada a la dispersión de vapores inflamables a ras de suelo.</p> <p>-Poca duración</p> <p>-Radio de acción limitado.</p>	Por radiación térmica o por contacto directo con la llamarada	En la ocurrencia o no de ese fenómeno en función de la estabilidad atmosférica.	<p>Casal <i>et al.</i> (2002); Lisbona <i>et al.</i> (2012); Gyenes <i>et al.</i> (2017); Atkinson (2017)</p>

Borbollón	Fenómeno de grandes dimensiones que ocurre en recipientes que contienen mezclas de hidrocarburos.	Por radiación térmica o por contacto directo.	No influyen en gran medida en el desarrollo y evolución del fenómeno.	Kong <i>et al.</i> (2017); Nwabueze (2016)
Explosión de nube de vapor	Explosión que involucra una cantidad importante de gas o vapor en condiciones de inflamabilidad.	Por sobrepresión y proyección de misiles.	Las condiciones de calma y de alta estabilidad atmosférica amplifican la magnitud de las consecuencias de este fenómeno.	Atkinson (2017); Casal <i>et al.</i> (2002); Huang (2017) Fabbri <i>et al.</i> (2017)
Explosión mecánica de recipientes	Ocurre debido a una sobrepresión interna del recipiente producto de la pérdida de resistencia mecánica del material.	Por sobrepresión y proyección de misiles.	No influyen en gran medida en el desarrollo y evolución del fenómeno.	Casal <i>et al.</i> (2002); Wells (2003);
BLEVE ( <i>Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion</i> )+ bola de fuego	Fenómeno de alto alcance y poca duración que involucra efectos térmicos y mecánicos.	Por radiación térmica debido a la bola de fuego, por sobrepresión y proyección de fragmentos debido al BLEVE.	No influyen en gran medida en el desarrollo y evolución del fenómeno.	Casal <i>et al.</i> (2002); Aprin <i>et al.</i> (2016); Gyenes <i>et al.</i> (2017); Birk <i>et al.</i> (2018)

Entre los diversos accidentes que pueden ocurrir en una industria, el incendio es el que tiene un radio de acción menor. Sin embargo, sus efectos pueden ser terribles, ya que la radiación térmica puede afectar a otras partes de la planta y generar nuevos accidentes como explosiones o escapes, además, el humo puede complicar la actuación de los equipos de intervención y someterlos a un peligro adicional como falta de visibilidad o intoxicación (Ferrero, 2006; Palacios y Rengel, 2020; Aboud, 2018; Palazzi *et al.*, 2017).

Casal *et al.* (2002) y Wells (2003) plantean que cuando se produce un escape o vertido de un líquido combustible sobre el suelo y en el exterior, se originan los charcos de fuego al aire libre. En este tipo de incendio cuando se produce 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.

Los charcos de fuego son menos peligrosos para la vida humana que los fuegos repentinos, pero su mayor duración da como resultado un mayor daño estructural en la planta. Las propiedades térmicas y mecánicas del material, la magnitud y velocidad de carga, la temperatura máxima alcanzada y la duración de su exposición a altas temperaturas son factores que se combinan para determinar si la estructura o el recipiente fallará (Budd y Ugwu, 2018; Gyenes *et al.*, 2017; Tao *et al.*, 2020).

El dardo de fuego (*jet fire*) es una llama estacionaria y alargada de gran longitud y poca amplitud provocada por la ignición de un chorro turbulento de gases o vapores combustibles en áreas de proceso o depósitos de almacenaje. Cuando se producen los chorros accidentales el gas sale a través de un orificio de un depósito, de una tubería rota o de una brida; si el chorro de gas o vapor encuentra un punto de ignición que puede ser una chispa de electricidad estática provocada por el propio vertido, se inflamará, originando así un dardo de fuego (Casal *et al.*, 2002 y Wells, 2003; Mashhadimoslem *et al.*, 2020).

La llamarada es una llama progresiva de difusión, de baja velocidad, que genera una sobrepresión dañina insignificante y suele estar asociada a la dispersión de vapores inflamables a ras de suelo. Cuando estos encuentran un punto de ignición, el frente de la llama generado se propaga hasta el punto de emisión, barriendo y quemando toda la zona ocupada por los vapores en condiciones de inflamabilidad. Si el origen de los vapores es un vertido con evaporación, el fenómeno acaba en un incendio de charco (Casal *et al.*, 2002; Atkinson, 2017; Milliken *et al.*, 2013).

Gyenes *et al.* (2017), Lisboa *et al.* (2012) y Villafañe (2013) plantean que si la ignición no ocurre inmediatamente después del inicio del escape, hay la posibilidad de que se forme una nube de vapor inflamable de tamaño considerable; el

crecimiento y evolución de la nube aumenta la posibilidad de que la misma encuentre un punto de ignición a cierta distancia del origen de la fuga; esta ignición retardada provocará la llamarada y, eventualmente, una explosión con efectos mecánicos (sobrepresión). Después de la ignición, la llama puede retroceder a través de la nube hasta la fuente de la fuga resultando en un charco de fuego o en otros fenómenos como pueden ser un dardo de fuego o incluso un BLEVE.

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 se le llama *foamover* o *puking*), conocido también por incendio de borbollón (Casal *et al.*, 2002; Nwabueze, 2016).

Según Casal *et al.* (2002), Gill y Malamund (2016) y Ping *et al.* (2017) el borbollón puede producirse sobre todo en depósitos conteniendo mezclas de diversos hidrocarburos. Si en uno de estos depósitos se produce un incendio que puede durar horas, la capa superficial de hidrocarburo se va calentando debido a la radiación del incendio y entra en ebullición dando inicio al proceso de destilación, donde los componentes más volátiles se evaporan y alimentan la llama. De esta forma se genera una onda de calor que desciende al fondo del tanque y provoca la ebullición instantánea del agua. Como consecuencia se genera un volumen específico de vapor muy superior al del líquido, provocando una violenta erupción, con la formación de una bola de fuego y la proyección del combustible hacia el exterior.

Casal *et al.* (2002), Antonioni *et al.* (2013) y Gyenes *et al.* (2017) destacan que para que se produzca el *boilover* 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.

Luego de los incendios, las explosiones son los sucesos más frecuentes a nivel industrial. Casal *et al.* (2002), HSE (2018) y Sharma *et al.* (2018) definen una

explosión como la 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 carga y, por lo tanto, el daño a los objetivos cercanos se rigen por la magnitud y duración de esta onda de presión. Destacar que no es necesario que se produzcan daños para considerar este fenómeno como explosión. La energía liberada puede haber sido almacenada inicialmente bajo una gran variedad de formas: nuclear, química, eléctrica o de presión.

Entre las explosiones más peligrosas que ocurren con gran frecuencia en la industria química se encuentra la explosión de una nube de vapor inflamable no confinada. Según Casal *et al.* (2002) y Huang (2017) dichas explosiones se generan a raíz del escape de una cantidad determinada de un vapor combustible, o bien de un líquido a partir del cual se formará el vapor; esto puede ocurrir en una planta de proceso, durante un transporte o por la rotura de un gaseoducto.

Una vez formada la nube esta puede dispersarse en el aire antes de que se produzca la ignición, sin causar daños; prender inmediatamente e iniciar así un incendio de charco (en general, en este caso no habrá explosión y los daños ocasionados serán menores); dispersarse en un área extensa y producirse la ignición al cabo de un cierto tiempo, de manera que se formará una gran llamarada; lo mismo que en el punto anterior, pero de modo que el frente de la llama se acelera tanto que genera una onda de sobrepresión (Casal *et al.*, 2002; Fabbri *et al.*, 2017; Atkinson, 2017; Pang y Zhang, 2010).

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; Chamberlain *et al.*, 2019).

La explosión mecánica de recipientes es otro tipo de explosión que se puede producir simplemente porque tenga algún defecto de construcción o bien porque haya una pérdida de resistencia a causa de la corrosión; estos casos son muy poco frecuentes pero pueden ser particularmente peligrosos si el contenido del recipiente

es inflamable. Otro caso sería cuando el recipiente se calienta desde el exterior (a causa de un incendio o por cualquier otra razón), de manera que la presión en el interior va aumentando mientras el recipiente va perdiendo también resistencia por el aumento de temperatura, hasta que se produce la rotura (Casal *et al.*, 2002; Wells, 2003).

Según Casal *et al.* (2002), Pinhasi *et al.* (2007), Hemmatian *et al.* (2018) y Birk *et al.* (2018) 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. En general cuando se habla de BLEVE, a lo que se hace referencia realmente es a la combinación de los fenómenos BLEVE más bola de fuego, esto es, a un accidente que involucra simultáneamente efectos térmicos y mecánicos.

Normalmente este tipo de explosión mecánica se origina por un incendio externo que incide sobre la superficie de un recipiente a presión, especialmente por encima del nivel líquido ocasionando un efecto de explosión debido a la expansión de vapor cuando el recipiente falla y a la vaporización explosiva del contenido líquido del depósito, este efecto generalmente es seguido por la expulsión de misiles (T. Abbasi y S. Abbasi, 2007; Birk *et al.*, 2018; Gyenes *et al.*, 2017; N. Shebeko y Y.A. Shebeko, 2015).

Según Casal *et al.* (2002), Aprin *et al.* (2016), Eckhoff (2014), Hemmatian *et al.* (2019) si se calienta un recipiente que contiene líquido a presión, por la radiación procedente de un incendio, la presión en su interior irá en aumento. El sobrecalentamiento del líquido provoca una vaporización instantánea y la expansión de este vapor dentro del recipiente causará un aumento repentino de volumen, creando así una ola de sobrepresión, que unido a la pérdida de resistencia mecánica del recipiente por las altas temperaturas conducen a la explosión o estallido del depósito, lanzando pedazos del recipiente a distancias considerables.

Si la sustancia contenida inicialmente en el recipiente no es combustible, la onda de sobrepresión y la proyección de fragmentos serán los únicos efectos de la explosión. En cambio, si la sustancia es combustible, la masa de líquido y vapor vertida en el momento de la explosión se incendiará, y dará lugar a una hoguera de forma

aproximadamente hemisférica que se extenderá inicialmente a ras de suelo. Esta masa de combustible solo puede arder en superficie, porque su interior, muy rico en combustible y prácticamente sin aire, se encuentra fuera de los límites de inflamabilidad. La acción de la combinación de BLEVE más bola de fuego puede sintetizarse en los efectos siguientes: radiación térmica, onda de sobrepresión, fragmentos despedidos por la explosión y lluvia eventual de combustibles en los alrededores (Birk *et al.*, 2019; Casal *et al.*, 2002; Eckhoff, 2014; Sellami *et al.*, 2018; Bestratén y Turmo, 2019).

Los accidentes más frecuentes originados 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 (Kidam y Hurme, 2013).

A criterio de la autora de este trabajo los escenarios relacionados a accidentes de incendio y explosión que pueden generarse en la industria petrolera son: el charco de fuego, el chorro de fuego, la llamarada, el borbollón, la explosión mecánica del recipiente, la explosión de una nube de vapor y el BLEVE más bola de fuego. De ellos, los más frecuentes y los que tienen mayor potencialidad de generar daños son el charco de fuego, la explosión de una nube de vapor y el BLEVE más bola de fuego.

## **1.2 Características y definición del efecto dominó de accidentes de incendio y explosión**

Los accidentes causados por el efecto dominó son los más destructivos y extremadamente significativos relacionados a las plantas industriales. Los incendios y las explosiones se encuentran dentro de los accidentes primarios más frecuentes a ocurrir durante el efecto dominó debido a las unidades que se encuentran bajo presión y el almacenamiento de sustancias inflamables y peligrosas (Jie *et al.*, 2017; Zhang *et al.*, 2019; Mukhim *et al.*, 2017; Kadri *et al.*, 2013; Celano y Dolsek, 2020). Este epígrafe está enfocado en explicar las características del efecto continuado, especialmente aquellas relacionadas a incendios y explosiones debido al potencial que poseen para causar pérdidas considerables en la actualidad.

Según HSE (2016) el análisis cuantitativo de riesgos incluye, en los casos de seguridad, particularidades suficientes que demuestren que se han identificado todos los peligros con el potencial de causar un accidente mayor y para esto es indispensable el análisis de los accidentes provocados por efecto continuado. Según Necci *et al.* (2015), Khakhad *et al.* (2014) y Gorrens *et al.* (2009) un alto grado de concentración de actividades industriales dentro de una planta química, genera la base para accidentes que tienen un impacto simultáneo sobre muchas unidades de la planta, que eventualmente resultan en víctimas, contaminación ambiental, además, de grandes pérdidas monetarias. Los eventos en cascada pueden ser el resultado de un ataque terrorista o del efecto dominó, un evento, en el cual, el escalado de un accidente primario se maneja por la propagación de un evento primario a unidades cercanas, causando un incremento total de la severidad del accidente. Esta investigación se centra en el efecto dominó que ocurre por efecto de propagación de accidentes primario.

Diversos autores han definido el concepto de efecto dominó para accidentes en instalaciones industriales donde todas coinciden en que para que ocurra el efecto dominó no solamente basta el escalado del accidente primario sino que la magnitud de las consecuencias de la cadena de eventos debe ser mucho mayor que la del accidente primario. Un resumen de estas definiciones se muestra en el anexo 1.



Las consecuencias inmediatas y a largo plazo de los accidentes de efecto dominó pueden extenderse a la economía, el medio ambiente, la calidad de vida de las personas y a la sociedad en general (Dueñas, Orozco, Febles *et al.*, 2021). Por esta razón los accidentes dominó son considerados en la literatura especializada como los más catastróficos posibles y su estudio es obligatorio dentro del análisis predictivo de riesgo (Poljansek *et al.*, 2017; Antonioni *et al.*, 2009).

El elemento principal que identifica a los escenarios donde un efecto dominó ocurre es el efecto de propagación. Dos elementos principales de un escenario dominó que se pueden identificar en relación al elemento propagación son: la presencia de un escenario de accidente primario y uno o más escenarios de accidente secundarios (Casal *et al.*, 2002; Lisi *et al.*, 2014; Valle *et al.*, 2002; Post *et al.*, 2003).

Una de las características del efecto dominó es el denominado vector de escalado, que, no es más, que un vector de efectos físicos generados por el escenario de accidente primario, el cual causa su propagación (Necci, 2015; Cozzani *et al.*, 2006). Los vectores de escalado son la radiación térmica en el caso de los incendios, la sobrepresión y proyección de fragmentos en caso de explosiones (Renier y Cozzani 2013; Dueñas, Orozco, Furka *et al.*, 2021 y Nima y Genserik, 2015).

En lo reportado por la literatura especializada se pueden identificar dos diferentes tipos de escalado: el primero está relacionado a eventos iniciadores de baja severidad y el segundo a la interacción de diferentes eventos críticos. Estas dos categorías de escalado pueden ser específicas a un mismo único escenario pero pueden ocurrir en diferentes intervalos de tiempo de un mismo accidente (Renier y Cozzani, 2013).

En el primer tipo de escalado la baja severidad del evento iniciador tiene dos posibles efectos. Uno de ellos es que el potencial de escalado puede ser pasado por alto y algunos escenarios críticos pueden por lo tanto no ser considerados en la evaluación de riesgo. Mientras que, el otro efecto es que la baja severidad del evento limita su potencial de propagación; por lo que, el potencial de escalado solo afecta la unidad donde el evento primario ocurre (Renier y Cozzani, 2013).

En el segundo tipo de escalado la severidad del evento primario es alta por lo que la propagación en el espacio es el principal factor causante del escalado. Solo para ese tipo de escalado la propagación del evento primario a unidades cercanas o fuera de los límites de la planta parece creíble (Renier y Cozzani, 2013).

Según Renier y Cozzani (2013) existen cuatro tipos de clasificaciones de efecto dominó (interno y externo, directo e indirecto, temporal y espacial, serie y paralelo), las cuales se resumen en el anexo 2. A partir de las definiciones de evento dominó directo e indirecto no es posible deducir cuantos eventos dominó han ocurrido antes del evento por consideración, por esta razón el concepto de cardinalidad dominó fue introducido por Renier (2010) para indicar el número de enlaces en una secuencia de eventos dominó, y se establece el evento iniciador con cardinalidad dominó cero. En el caso de propagación simple, el evento dominó puede ser categorizado por interno, espacial, serial y con cardinalidad cero. Un efecto dominó multiplanta representa un accidente de escalado que involucra más de una planta, y acorde a esta categorización puede ser considerado como un efecto dominó con características de externo y espacial.

Además, el estudio de efecto dominó requiere el análisis de la relación entre los efectos físicos del accidente primario y el daño potencial causado sobre unidades cercanas y partes de equipos. Un escenario de accidente primario usualmente se propaga debido a la falla de otras unidades de proceso o almacenamiento producto a que el daño directo que provoca la pérdida de la integridad estructural de la unidad secundaria es la causa más frecuente de propagación del accidente (Necci 2015; Cozzani *et al.*, 2013; Delvosalle *et al.*, 1996 y Delvosalle *et al.*, 1998).

Renier y Cozzani (2013) plantean que estas relaciones son usualmente referidas como modelos de vulnerabilidad de equipos. Estos modelos son desarrollados en un marco probabilístico y su objetivo fundamental es cuantificar la probabilidad de daños de los equipos en función de la intensidad del efecto físico y de las características estructurales de las posibles unidades secundarias.

Khan y Abbasi (1998), Necci (2015), Renier y Cozzani (2013) establecieron los parámetros más importantes dentro del estudio del evento dominó relacionados a

los diferentes vectores de escalado existentes. Para los daños producto de la radiación térmica recibida son vitales el factor de vista, el ángulo de inclinación de la llama, las distancias entre las unidades de proceso, la transmisividad atmosférica, la velocidad y emisividad de la llama y la forma del recipiente. En el caso de los efectos de la sobrepresión el principal parámetro a estudiar es el pico de sobrepresión generado. Finalmente para la proyección de fragmentos se hace necesario analizar la velocidad de los mismos, su forma, la capacidad penetrativa y la dirección.

A criterio de la autora de la investigación resulta indispensable la inclusión del estudio del efecto dominó dentro del análisis predictivo de riesgo y en este caso específicamente en el índice a desarrollar con la finalidad de que las pérdidas económicas producto a este fenómeno sean consideradas. Además la cuantificación de los vectores de escalado así como la clasificación del efecto dominó constituye un paso clave dentro del análisis.

### **1.3 Análisis histórico relacionado a pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión y a su efecto dominó**

El análisis histórico de accidentes es una técnica identificativa orientada a la búsqueda de información de accidentes industriales ocurridos en el pasado, que permite obtener resultados cuantitativos (Casal *et al.*, 2002), de ahí que este epígrafe esté enfocado en evaluar el impacto económico debido a accidentes de incendio y explosión y su efecto dominó mediante un análisis histórico.

Para proponer cambios en las metodologías existentes para cuantificar el impacto económico de accidentes es necesario determinar las pérdidas que generaron accidentes pasados. De esta forma, el análisis histórico constituye un paso clave en la cuantificación de dichas pérdidas. En el anexo 3 se muestra un registro de pérdidas económicas para accidentes mayores que tuvieron un notable impacto en la economía.

En el anexo 3 se demuestra que las pérdidas económicas producto de estos accidentes ascienden hasta el orden de los millones de dólares americanos y en

algunos casos, a billones. Esto hace que el estudio predictivo de riesgos en este sentido sea vital e incluya la cuantificación de las pérdidas económicas de la forma más real y acertada posible. Además, los accidentes que más provocaron pérdidas, asociadas precisamente al potencial generador del efecto dominó de dichos escenarios son el charco de fuego y la explosión de una nube de vapor. Resulta indispensable entonces, analizar, qué posibles secuencias pueden ocurrir relacionadas a incendios y explosiones y a la combinación de los mismos dentro del efecto en cascada. Por esa razón en el anexo 4 se muestra un árbol de probabilidad relativa desarrollado por Darbra *et al.* (2010) en el cual se ilustran las diferentes secuencias de efecto dominó así como la frecuencia y probabilidad con que ocurrieron cada una. Se evidencia que los eventos primarios fueron el fuego (52,4%) y explosión (47,6%). Se reportó un accidente de cuarto nivel en un solo caso (con la secuencia fuego / explosión / fuego / explosión). Las secuencias finales de dominó más frecuentes fueron: explosión / fuego (27,6%), fuego / explosión (27,5%) y fuego / fuego (17,8%). De los 225 accidentes considerados, 193 involucró un efecto dominó (es decir, accidentes primarios más secundarios), mientras que solo 32 involucró al menos dos efectos dominó (una secuencia de primaria más secundaria más accidentes terciarios) (Darbra *et al.*, 2010).

A criterio de la autora de la investigación resulta indispensable el análisis histórico de accidentes en el estudio de cómo y cuándo estos pueden ocurrir para determinar cuáles son las secuencias más comunes en las que ocurren y obtener resultados cuantitativos que permitan evaluar el impacto económico debido accidentes de incendio y explosión y su efecto dominó, resultando así el charco de fuego y la explosión de una nube de vapor los escenarios más provocadores de pérdidas económicas que están en el orden de los millones y en algunos casos de los miles de millones. Por consiguiente explosión / fuego, fuego / explosión y fuego / fuego fueron las secuencias más frecuentes del efecto dominó resultantes del análisis del árbol de probabilidad relativa.

## **1.4 Metodologías e índices establecidos para la cuantificación del impacto económico de accidentes de incendio y explosión**

Para poder diseñar un nuevo índice que cuantifique las pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión, es necesario analizar las metodologías e índices establecidos en la literatura especializada con la finalidad de aprovechar las ventajas de los mismos y desarrollar un procedimiento más eficiente y que incluya las pérdidas producto a efectos dominó de estos sucesos. Este epígrafe está enfocado en explicar los métodos que se utilizan para predecir el impacto económico debido a accidentes de incendio y explosión. Para su realización se divide el mismo en dos subepígrafes fundamentales: en el primero se exponen los índices existentes para el pronóstico de los daños económicos mientras que en el segundo se resalta el uso de la inteligencia artificial dentro del análisis de riesgo probabilístico en la determinación del impacto económico de accidentes.

### **1.4.1 Índices existentes para el pronóstico de los daños económicos provocados por accidentes de incendio y explosión**

Un índice es un 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 otros considerados estándar, mediante el uso de unas listas de comprobación cuantificadas y más o menos detalladas según el índice utilizado (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, e índices basados en la peligrosidad de las sustancias químicas. En esta última categoría se contempla aquellos índices desarrollados para evaluar el riesgo en instalaciones industriales con actividad química, y uso y mantenimiento de sustancias peligrosas (Carol, 2001). Profundizaremos en los índices basados en la peligrosidad de las sustancias químicas, puesto que son los de grado de descripción más alto y de interés en este trabajo.

El método IFAL (*Instantaneous Fractional Annual Loss*) fue publicado en 1979 por el *Insurance Technical Bureau* el cual 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).

Según Whitehouse (1995) 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 una 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.

Un índice de riesgo exclusivo para incendios y explosiones lo constituye el Índice de Incendio y Explosión desarrollado por la empresa DOW, ampliamente respaldado por el AIChE (*American Institute of Chemical Engineers*), para empresas químicas con un riesgo significativo (Carol, 2001; Allen, 2009; Gupta, 1997; Ahmadi y Zarranejad, 2016). Según AIChE (1994) este índice fue publicado por primera vez en 1964, como resultado de la modificación de una guía diseñada por *Factory Mutual* (EE.UU.) para clasificar instalaciones químicas y ha sido sabiamente empleado dentro y fuera de la compañía DOW. Dicho índice provee información clave para evaluar el riesgo global de fuego y explosión. Es una de las herramientas empleadas para la evaluación objetiva y paso a paso del fuego, explosión y reactividad real potencial de equipos de procesos y sus contenidos.

Los objetivos del sistema del Índice de Incendio y Explosión (F&EI) consisten en: cuantificar los daños esperados de fuego, explosión e incidentes de reactividad potenciales en términos realísticos, identificar el equipamiento que estaría vinculado a la creación o escalado de un incidente, y comunicar el riesgo potencial F&EI para la gestión. Su propósito más importante es hacer consciente al ingeniero de las pérdidas potenciales de cada área del proceso y contribuir a identificar las formas

de disminuir la gravedad y las pérdidas de dinero resultantes de incidentes potenciales de una forma eficiente y rentable (AIChE, 1994; Song y Wang, 2013).

La aplicación de dicho 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 se sitúa en el rango 0-50 metros.
- 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.

Resulta necesario señalar que 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 (Carol, 2001; AIChE, 1994). Entre sus limitaciones más destacables se indican la no consideración de los incendios exógenos ni la propagación de un incendio a plantas vecinas (efectos dominó), no contempla los cálculos sobre las pérdidas de prestigio de la planta. 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).

El índice Mond fue desarrollado por *Imperial Chemical Industries* (ICI) y apareció su primera versión en el año 1979. ICI en 1985 publicó su segunda edición (ICI, 1985).

Según Carol (2001) el índice Mond 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.

La aplicación del método es iterativa, 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 el primer resultado, se corrige con la modificación de los índices más determinantes 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. El método no contempla los 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).

Se destaca que existen semejanzas evidentes entre este método y el DOW, no obstante, 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 (Carol, 2001).

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 por el método de aplicación y se deja a criterio del analista. (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).

El índice de riesgo de procesos químicos (INSHT, 1995) fue elaborado por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo y pretende la evaluación sistemática de todos los riesgos, tecnológicos y laborales, presentes en las plantas de tipo químico, 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.

Según Carol (2001) es un método desarrollado específicamente para plantas de tipo químico, el cual no se limita a la evaluación de un índice de riesgo de incendio y explosión, sino que contempla una larga relación de los 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. Su aplicación requiere de un conocimiento especialmente detallado del riesgo analizado y de las condiciones de trabajo del mismo.

La primera evaluación del índice *Chemical Exposure Index de DOW* (CEI) fue elaborada en 1986 por DOW y contempla el riesgo de exposición a contaminantes químicos derivado de un accidente tecnológico agudo. Por consiguiente no es un índice de riesgo de incendio como los anteriores y es 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).

A pesar de 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 (Carol, 2001 y Gupta, 1997).

A criterio de la autora el Índice de Incendio y Explosión de DOW constituye la herramienta más completa para evaluar el impacto económico de accidentes provocados por incendios y explosiones. Entre las razones por las cuales no se seleccionan los otros índices se encuentran: el método IFAL es ideal para las condiciones de diseño de una planta, que no es el caso de esta investigación, el Índice Mond no contempla los cálculos sobre la pérdida de beneficios, el área afectada o los días de paralización, el índice de la Unión des Chambres *Syndicales de l'Industrie du Pétrole*. (Método UCSIP) necesita para su aplicación soportes informáticos avanzados debido a la complejidad matemática que presenta, el índice de riesgo de procesos químicos (INSHT), contempla los riesgos toxicológicos, los cuales no están dentro del objetivo de esta investigación, el índice *Chemical Exposure Index* de DOW únicamente estima la peligrosidad de manipular una sustancia peligrosa en un área determinada. Sin embargo, el Índice de Incendio y Explosión de DOW presenta numerosas limitaciones expuestas anteriormente como la cuantificación de las pérdidas económicas debido al efecto dominó y a la pérdida de prestigio de la instalación. Además resulta necesario la incorporación de técnicas de análisis de riesgo como la simulación de escenarios y el árbol de eventos, así como la integración de estos métodos con inteligencia artificial para una mayor confiabilidad de los resultados.

#### **1.4.2 Uso de la inteligencia artificial dentro del análisis de riesgos probabilístico en la determinación del impacto económico de accidentes**

El uso de la inteligencia artificial dentro del análisis cuantitativo de riesgos ha ganado popularidad en estudios publicados recientemente debido a la alta confiabilidad y adaptabilidad ante nuevas evidencias (Dueñas, Orozco, Febles *et al.*, 2021; Dueñas, Orozco, Furka *et al.*, 2021, Dueñas *et al.*, 2020). Este epígrafe está enfocado en analizar las técnicas de inteligencia artificial que son utilizadas dentro del análisis probabilístico de riesgos como son las redes Bayesianas, las redes Petri y la lógica *Fuzzy* (matemática difusa).

En la tabla 1.2 se exponen las principales ventajas y desventajas de técnicas ampliamente utilizadas de inteligencia artificial en base a lo planteado en la literatura especializada.

En cuanto a las redes Bayesianas, estas permiten no solo la actualización de los datos en función de la nueva evidencia suministrada (por ejemplo, que ocurra un accidente real en una de las unidades de procesos o una rotura en una de las tuberías de entrada o salida de los tanques, aumenta la probabilidad de accidentes en el resto de los equipos); sino también la cuantificación del efecto dominó a cada nivel de escalado posible. Esto convierte a las redes Bayesianas en esenciales dentro del estudio del efecto dominó. Sin embargo, presentan limitaciones a la hora de diferenciar las probabilidades (que se introducen en forma de tablas), como se hace necesario entre las probabilidades de daño y escalado (Cui *et al.*, 2020; Kabir y Papadopoulos, 2019; Khakzad *et al.*, 2018; Villa y Cozzani, 2016)

Por otra parte, las redes Petri permiten la inclusión de diferentes tipos de probabilidades a través de su estructura gráfica conformada por lugares y transiciones. De esta forma se pueden combinar en una misma red diferentes tipos de probabilidades tanto de daño como de escalado. A pesar de eso, estas redes no permiten la inclusión de nodos especializados para cuantificar la probabilidad del efecto dominó a diferentes niveles de escalado. Por esta razón la combinación de las redes Bayesianas con las Petri dentro de una metodología sería útil para la

cuantificación de todos los parámetros necesarios en el análisis probabilístico de riesgos (Baldan *et al.*, 2015; Lacerda y Lima, 2019; Kabir y Papadopoulos, 2019)

**Tabla 1.2: Comparación entre las técnicas más comunes utilizadas de inteligencia artificial dentro del análisis de riesgos probabilístico**

Técnica de Inteligencia Artificial	Ventajas	Desventajas	Referencias
Redes Bayesianas	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Brinda resultados de alta confiabilidad y de alta precisión para el razonamiento bajo altos niveles de incertidumbre.</li> <li>-Se basa en el teorema de Bayes, lo cual permite la incorporación de nueva evidencia.</li> <li>-Refleja la interacción entre los diferentes eventos dentro de la cadena de efecto dominó.</li> <li>-Permite la cuantificación de la probabilidad del efecto dominó a diferentes niveles de escalado.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Solo permite la incorporación de un tipo de probabilidades dentro del análisis de riesgos.</li> <li>-Conocimiento limitado acerca de los mecanismos de transmisión.</li> <li>-Basada en valores estimados absolutos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Cui <i>et al.</i> (2020)</li> <li>Ropero <i>et al.</i> (2014);</li> <li>Yazdi y Kabir (2019);</li> <li>Yazdi (2019) ;</li> <li>Khakzad <i>et al.</i> (2018) ;</li> <li>Leoni <i>et al.</i> (2018)</li> </ul>
Redes Petri	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Permite la incorporación de diferentes tipos de probabilidades como la probabilidad de daño y la de escalado.</li> <li>-Refleja las posibles interacciones entre los diferentes eventos posibles.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-No cuantifica la probabilidad del efecto dominó a cada nivel de escalado.</li> <li>-Los enlaces entre los lugares y transiciones dependen del que desarrolla la red.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Silva y Recalde (2007);</li> <li>Baldan <i>et al.</i> (2015)</li> <li>Lacerda y Lima (2019);</li> <li>Kabir y Papadopoulos (2019)</li> </ul>
Lógica Fuzzy	<ul style="list-style-type: none"> <li>-A través de esta técnica se ponderan los criterios de diferentes expertos dentro del análisis de riesgos.</li> <li>-Permite la cuantificación de criterios en un principio cualitativos, para obtener un resultado numérico.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-La subjetividad de los datos que se introduzcan para cuantificar criterios de diferentes expertos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Markowski y Siuta (2014) ;</li> <li>Markowski <i>et al.</i> (2011) ;</li> <li>Huang <i>et al.</i> (2001) ;</li> <li>Zarei <i>et al.</i> (2018) ;</li> <li>Guo <i>et al.</i> (2020)</li> </ul>

En cuanto a la lógica *Fuzzy* esta se emplea para ponderar el criterio de diferentes expertos y cuantificar parámetros que en un inicio parecen ser subjetivos o cualitativos. En cuanto al análisis económico debido a accidentes, existen parámetros que deben basarse en la experiencia de los expertos en cuanto a accidentes pasados. Por esta razón, el uso de la matemática difusa resulta de gran contribución en el análisis de riesgos (Markowski y Siuta, 2014; Guo *et al.*, 2020).

Además de las técnicas de inteligencia artificial antes descritas, existen estudios desarrollados relacionados a la cuantificación del impacto económico de accidentes de incendio y explosión. Song y Wang (2013) propusieron un método de modificación del Índice de Incendio y Explosión de DOW en cuanto al factor de bonificación de este índice de acuerdo a la guía original de DOW. Esta nueva modificación ofreció según los autores, datos de referencia más razonables para las unidades de procesos más peligrosas debido a que sus resultados fueron más objetivos y razonables en el proceso de evaluación.

Otro de los estudios relacionados a la aplicación de la inteligencia artificial dentro de la cuantificación del impacto económico de accidentes de incendio y explosión es el desarrollado por Chen *et al.* (2019). Esta investigación cuantifica las pérdidas de prestigio debido a la ocurrencia de dichos accidentes usando lógica *Fuzzy*. Como principales resultados obtuvieron que la alta capitalización del mercado internacional, los precios establecidos en la industria del petróleo son los indicadores más importantes. Esto implica que un evento de falla, puede conllevar a una crisis de credibilidad y una pérdida de confianza de los inversores y, entonces, afectar las ganancias anuales. Sin embargo, el estudio en sí mismo señala las limitaciones del mismo y analiza cómo solucionarlas, una de ellas está relacionada a la inclusión de otras técnicas de inteligencia artificial dentro del análisis. Además, permite la inclusión de nuevos indicadores relacionados a las pérdidas económicas debido a las pérdidas de prestigio producto de accidentes de incendio y explosión (Markowski *et al.*, 2011; Singh y Markeset, 2009).

A criterio de la autora de esta investigación, la combinación acertada de las técnicas existentes de inteligencia artificial dentro de la cuantificación de las pérdidas

económicas debido a accidentes de incendio y explosión es indispensable para minimizar las limitaciones de las mismas por separado. Además, la inclusión de indicadores que evalúen las pérdidas de prestigio es necesario para contemplar el impacto económico real de accidentes de incendio y explosión. Adicionalmente, existen estudios anteriores que propusieron modificaciones al índice de Incendio y Explosión de DOW, lo cual concuerda con el análisis bibliográfico desarrollado en este epígrafe. Por lo que el Índice de Incendio y Explosión de DOW sienta una base sólida para desarrollar un nuevo índice que cuantifique las pérdidas reales de accidentes de incendio y explosión usando técnicas de inteligencia artificial como las redes Bayesianas, Petri y la lógica *Fuzzy*.

### **1.1 Conclusiones parciales.**

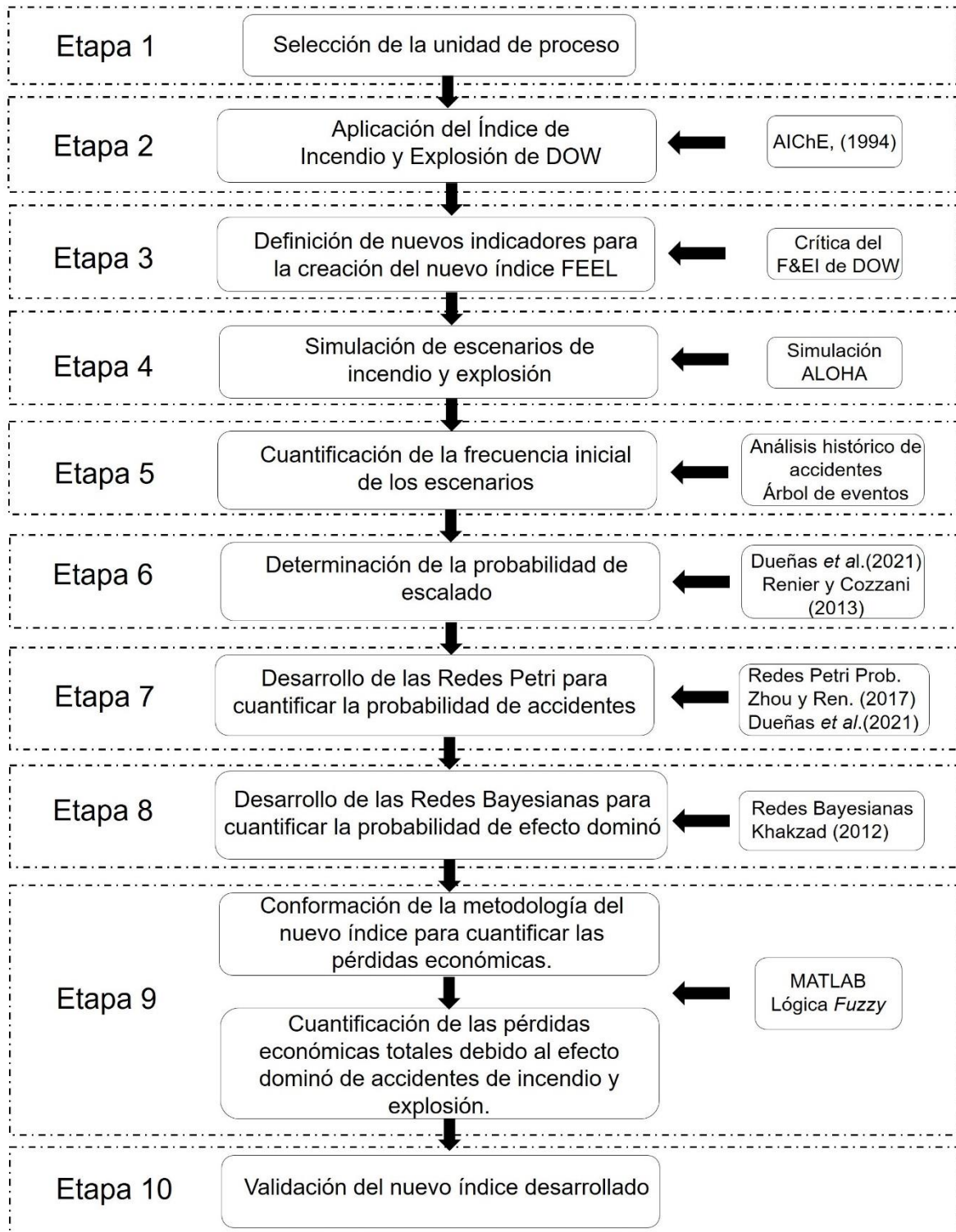
1. Los escenarios relacionados a los accidentes de incendio y explosión que pueden generarse con mayor frecuencia y que a su vez poseen un mayor alcance, en la industria petrolera son: el charco de fuego, la explosión de una nube de vapor y el BLEVE más bola de fuego.
2. La cuantificación de los vectores de escalado, así como la inclusión del análisis predictivo de efecto dominó constituye un paso clave para cuantificar las pérdidas económicas reales en la industria petrolera.
3. El análisis histórico de accidentes resulta indispensable en la obtención de resultados cuantitativos que permitan evaluar el impacto económico debido al efecto en cascada de accidentes de incendio y explosión y mostró que las pérdidas debido a este fenómeno son millonarias.
4. El Índice de Incendio y Explosión de DOW es la herramienta más completa existente para evaluar el impacto económico de accidentes de incendios y explosiones.
5. La combinación de las técnicas de inteligencia artificial redes Bayesianas, Petri y la lógica *Fuzzy* son necesarias para cuantificar las pérdidas económicas debido accidentes de incendio y explosión y a su efecto dominó.

## Capítulo 2: Materiales y métodos

En este capítulo se explica la metodología propuesta con la finalidad de cuantificar las pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión en un área de almacenamiento de hidrocarburos. Con este propósito, se expone la guía del Índice de Incendio y Explosión de DOW en primera instancia, para la posterior propuesta de nuevos indicadores en función del desarrollo del nuevo índice FEEL. Luego se analizan las técnicas de análisis de riesgos a incluir como son la simulación de escenarios con el *software* ALOHA, el análisis histórico de accidentes y el árbol de eventos para la determinación de la frecuencia inicial de cada escenario y las ecuaciones Probit para calcular la probabilidad de escalado. Finalmente, se exponen los aspectos relacionados a la inteligencia artificial necesarios para el desarrollo del índice como las redes Bayesianas, Petri y la lógica *Fuzzy* y la inclusión de nuevos parámetros como las pérdidas de prestigio dentro del análisis.

La metodología propuesta consta de diez etapas fundamentales, numeradas a continuación:

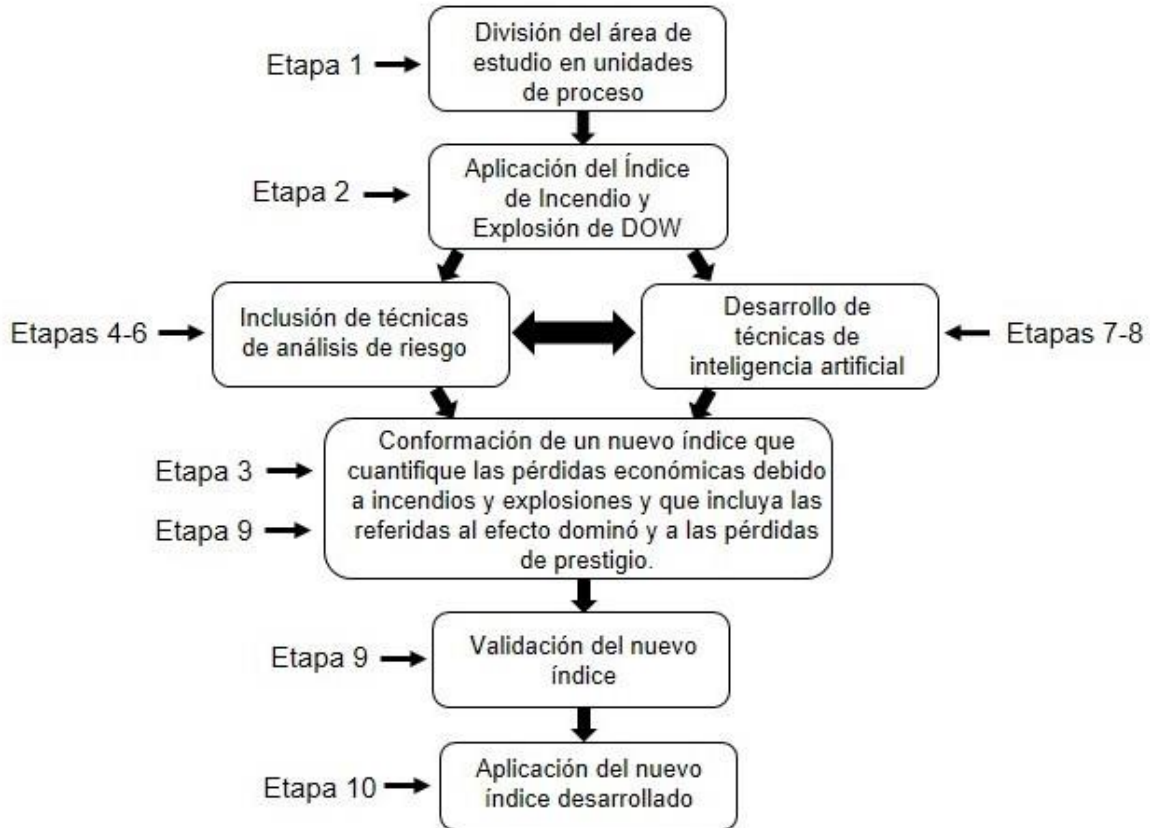
- Etapa 1: Selección de la unidad de proceso.
- Etapa 2: Aplicación del Índice de Incendio y Explosión de DOW.
- Etapa 3: Definición de nuevos indicadores para la creación del nuevo índice FEEL.
- Etapa 4: Simulación de los escenarios de incendio y explosión con el *software* ALOHA.
- Etapa 5: Cuantificación de la frecuencia inicial de los escenarios.
- Etapa 6: Determinación de la probabilidad de escalado para cada escenario de incendio y explosión.
- Etapa 7: Desarrollo de las redes Petri para cuantificar la probabilidad de accidentes.
- Etapa 8: Desarrollo de las redes Bayesianas para la cuantificación de la probabilidad del efecto dominó.
- Etapa 9: Conformación de la metodología del nuevo índice para la cuantificación de las pérdidas económicas totales debido al efecto dominó de accidentes de incendio y explosión.
- Etapa 10: Validación del nuevo índice desarrollado.



**Figura 2.1: Esquema general basado en la secuencia lógica de análisis.**



En la figura 2.2 se muestra el proceder general propuesto en el marco de esta investigación; así como las etapas propuestas en la figura 2.1 responden a las necesidades de la misma.



**Figura 2.2: Procedimiento general propuesto en el marco de esta investigación**

En los epígrafes posteriores se analizan cada una de las etapas propuestas en el marco de esta investigación con la finalidad de cuantificar las pérdidas económicas asociadas a accidentes de incendio y explosión en el almacenamiento de hidrocarburos.

### 2.1 Etapa 1: Selección de la unidad de proceso

La primera etapa dentro de la secuencia propuesta para la presente investigación lo constituye la selección de la unidad de proceso, por lo que resulta indispensable realizar una caracterización tecnológica del área para poder hacer una correcta selección de la misma.

La División Territorial Comercialización de Combustibles de Matanzas es la encargada de la recepción, almacenamiento y entrega del petróleo crudo y sus derivados contando para ello con muelles y oleoductos, capaces estos últimos de trasladar el combustible a los consumidores que así lo requieran. La misma está dividida en tres áreas fundamentales la Terminal 320 (T-320), Base en tierra o Base Crudo y Suministros y la Supertanqueros.

La T-320 está diseñada para el almacenamiento y entrega de productos claros y oscuros, a través de alineaciones: para camiones cisternas, tanques cisternas a buques en los muelles y oleoducto para la entrega a la CTE José Martí. También se realizan las operaciones de carga de productos en transporte ferrocarril. En la T-320 se efectúan operaciones de preparación de mezclas y trasiegos entre tanques para garantizar la disponibilidad de los diferentes combustibles. La misma consta con un área de tanques enumerados de la siguiente manera: 1, 24, 25, 4 y 26 en los cuales se almacena diésel; otros son: 18, 74 y 19 de gasolina de aviación; además se encuentran 13, 22 y 23 de turbocombustible; el 17 de nafta solvente y por último los tanques 30 y 38 de *fuel oil*. También se ubican diferentes líneas tecnológicas que garantizan el trasiego correcto de combustibles. Para un análisis más detallado se muestra en el anexo 5 la caracterización de los tanques analizados en la T-320, según el Manual de Operaciones, (2018).

## **2.2 Etapa 2: Aplicación del Índice de Incendio y Explosión de DOW**

En este epígrafe se describe la metodología del Índice de Incendio y Explosión (F&EI) de DOW como la herramienta más completa existente actualmente para cuantificar las pérdidas económicas provocadas por incendios y explosiones, con el fin de analizar sus características y limitaciones para la creación de un nuevo índice que cuantifique dichas pérdidas considerando la ocurrencia del efecto dominó, principal objetivo de esta investigación.

El Índice de Incendio y Explosión de DOW sirve como una guía para la selección de métodos de protección contra incendios y constituye una de las herramientas utilizadas para evaluar el potencial realista de incendio, explosión y reactividad de los procesos (AIChE, 1994; Gupta, 1997). 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 de los equipos, y las cantidades retenidas de productos en las diferentes etapas del proceso.

En el anexo 6 se ilustra el esquema de 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 y determinación del factor material**

Una unidad de proceso se define como cualquier elemento importante 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 (AIChE, 1994). 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 de la guía del F&EI (AIChE, 1994).

### **2.2.2 Factores de peligrosidad general y especial de las unidades de proceso**

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.

Los peligros generales del proceso (Factor general de peligrosidad  $F_1$ ) son factores que juegan un papel esencial 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. Estos factores se muestran en el anexo 7.

Los peligros especiales del proceso (Factor especial de peligrosidad  $F_2$ ) 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  $F_2$ . Estos factores se muestran en el anexo 8. 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 ( $F_3$ ).

### 2.2.3 Determinación del Índice de Incendio y Explosión de DOW

El cálculo del Índice de Incendio y Explosión (F&EI) se utiliza para estimar el daño que probablemente resultaría de un incidente en una planta de proceso. 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 la tabla 2.1 se muestra el grado de peligrosidad que alcanzan las unidades de proceso dependiendo del valor obtenido del F&EI.

**Tabla 2.1: Grado de peligrosidad para el F&EI**

F&EI Rango	Grado de peligrosidad
1-60	Ligero
61-96	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Intenso
159-superior	Severo

Fuente: AIChE (1994).

A medida que aumenta el factor de peligro y el factor material más agravante se muestra el grado de peligrosidad que alcanzan las unidades de proceso.

#### **2.2.4 Determinación del factor de bonificación por el control de pérdidas**

Existen ciertas situaciones de control de pérdidas 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 para ello:

1. Control del proceso (C<sub>1</sub>)
2. Aislamiento del material (C<sub>2</sub>)
3. Protección contra incendios (C<sub>3</sub>)

Se les otorgan valores a los factores de bonificación de forma tal que sea apropiado para cada unidad de proceso. Resulta necesario destacar 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. En el anexo 9 se muestran los diferentes aspectos que se consideran en la determinación del factor de bonificación. 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 Determinación del radio y área de exposición**

Al multiplicar el valor de F&EI 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. El área de exposición se determina considerando un radio de acción circular a partir del centro de la unidad de proceso.

#### **2.2.6 Cuantificación del valor del área de exposición**

El valor del área de exposición (VAE) se obtiene partir del valor de reposición de la propiedad contenida en esta, incluyendo el inventario del material. La ecuación 2.1 muestra cómo se calcula dicho valor.

$$VAE = \text{Costo original del equipo} \cdot 0,82 \quad (2.1)$$

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.

### **2.2.7 Determinación del factor de daño**

El factor de daño (DF) 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 10.

### **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 apropiado para cada unidad de proceso dentro de la misma. El Máximo Daño Probable a la Propiedad (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 Determinación de los máximos días probables perdidos y pérdidas por interrupción de negocio o producción**

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 11. 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 2.2

$$BI = \frac{MPDO}{30} \cdot VPM \cdot 0,70 \quad (2.2)$$

Donde:

VPM: valor de la producción para un mes.

0,70 representa los costos fijos y ganancia.

El F&EI 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 económico potencial de un incendio o explosión en construcciones adyacentes y equipamientos. Sin embargo, presenta limitaciones como son:

- La obtención del radio de afectación y por ende del área afectada a través de la multiplicación de un valor fijo por el Índice de Incendio y Explosión.
- No considera la ocurrencia de fenómenos como el efecto dominó de accidentes de incendio y explosión.
- No considera el impacto económico asociado a las pérdidas de prestigio producto de la ocurrencia de dichos eventos.

De ahí que exista una necesidad de real de proponer la creación de un nuevo índice para cuantificar las pérdidas económicas asociadas a accidentes de incendio y explosión y que permita resolver las limitaciones antes expuestas.

### 2.3 Etapa 3: Definición de nuevos indicadores para la creación del nuevo índice FEEL

Para la creación del nuevo índice denominado **Fire and Explosion Economic Losses Index (FEEL-Index)** se tienen en cuenta los indicadores de la tabla 2.2

**Tabla 2.2: Indicadores para la creación del Índice FEEL**

Indicador	Siglas	Descripción	Ventaja respecto al F&EI de DOW	Técnicas para determinar el indicador
Factor de área afectada	DAF ( <i>Damaged Area Factor</i> )	Factor para determinar el radio y área de afectación	No es un valor fijado, sino que se determina en función del escenario	Simulación de escenarios de incendio y explosión
Factor de probabilidad de los accidentes	APF ( <i>Accident Probability Factor</i> )	Factor para incluir la probabilidad de los accidentes y del efecto dominó	Introduce el análisis probabilístico de riesgos dentro de la cuantificación del impacto económico	Integración de técnicas de análisis de riesgos (Análisis histórico de accidentes, árbol de eventos, ecuaciones Probit) con otras de inteligencia artificial (Redes Bayesianas y Petri y lógica <i>Fuzzy</i> )
Factor de pérdidas de prestigio	RLF ( <i>Reputation Loss Factor</i> )	Factor para incluir el impacto económico debido a las pérdidas de prestigio	Incluir dentro del impacto económico las pérdidas de prestigio	Lógica <i>Fuzzy</i> para ponderar criterio de expertos y análisis histórico de accidentes

Estos indicadores serán cuantificados siguiendo criterio de expertos en base a los resultados obtenidos tanto de las técnicas de análisis de riesgo como de inteligencia artificial que se explicarán en epígrafes posteriores. En la tabla 2.3 se muestran los aspectos a tener en cuenta para cuantificar estos indicadores.

A través de la incorporación e integración acertada de estos indicadores se podrán reflejar pérdidas económicas más reales y precisas debido a accidentes de incendio y explosión en la industria de almacenamiento de hidrocarburos.



**Tabla 2.3: Aspectos a considerar en la determinación de los nuevos indicadores**

Indicador	Aspectos	Cuantificación	Ecuación
Factor de área afectada (DAF)	<p>1-Relación entre el alcance de los escenarios de incendio y explosión y el área ocupada por la unidad de proceso en sí misma.</p> <p>2-Relación entre el área calculada por DOW y el área que alcanza la radiación térmica superior a 10 kW/m<sup>2</sup> o la sobrepresión mayor que 7 kPa.</p>	$DAF = \frac{Max(AR10; AE7; ADOW)}{A}$ <p>Donde:  A es el área ocupada por la unidad de proceso en metros cuadrados;  AR10 es el área (m<sup>2</sup>) que alcanza la radiación del charco de fuego superior a 10 kW/m<sup>2</sup>;  AE7 es el área (m<sup>2</sup>) que alcanza la sobrepresión superior a 7 kPa;  ADOW es el área (m<sup>2</sup>) que determina el Índice de Incendio y Explosión de DOW.  El DAF global es el valor medio.</p>	(2.3)
Factor de probabilidad de los accidentes (APF)	<p>1-Probabilidad promedio de los accidentes.</p> <p>2-Probabilidad promedio de los accidentes si se conoce que está ocurriendo uno real.</p> <p>3-Probabilidad conjunta del efecto dominó.</p>	<p>Para el APF individual se determina por lógica Fuzzy en función de:  FAP-Probabilidad del accidente por incendio;  EAP-Probabilidad del accidente por explosión;  FJP- Probabilidad conjunta del efecto dominó por incendio;  EJP- Probabilidad conjunta del efecto dominó por explosión.  Para el APF global se determina por lógica <i>Fuzzy</i> de igual manera con los valores medios.</p>	-
Factor de pérdidas de prestigio (RLF)	<p>1-Sumatoria de los factores establecidos en la literatura especializada relacionados a las pérdidas de prestigio.</p>	$RLF = \sum_{i=1}^n p_i x_i$ <p>Donde:  <i>i</i> es la unidad de proceso correspondiente;  <i>n</i> es la cantidad de unidades de procesos;  <i>p<sub>i</sub></i> es el peso del factor del estudio de Chen <i>et al.</i> (2019);  <i>x<sub>i</sub></i> es el peso asignado para el área analizada en el marco de esta investigación.</p>	(2.4)

## **2.4 Etapa 4: Simulación de los escenarios de incendio y explosión con el software ALOHA**

En este epígrafe se describe el proceso de simulación de los escenarios de incendio y explosión, así como las características y particularidades del *software* ALOHA, con la finalidad de obtener el alcance de los escenarios y los vectores de escalado correspondientes. Esto corresponde a la determinación del factor DAF dentro del Índice FEEL.

Para la simulación de los escenarios de accidentes 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 que cuenta con un gran prestigio a nivel internacional (Orozco *et al.*, 2019). Para su empleo se debe definir primeramente los escenarios a desarrollar considerando parte del análisis bibliográfico, la descripción del proceso que se realiza en la industria, así como las características y propiedades de las sustancias involucradas que son combustibles líquidos con alto grado de inflamabilidad y volatilidad. En el anexo 12 se muestran los datos de las mismas.

### **2.4.1 Características y particularidades del software ALOHA**

El modelo de Localización de Áreas de Atmósferas Peligrosas (ALOHA, *Area Locations of Hazardous Atmospheres*) constituye un simulador 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).

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 (Meteogalicia, 2011).

Para la radiación se establecen tres valores de LOC:

- Rojo: 10 kW/m<sup>2</sup>: potencialmente letal en el intervalo de 60 segundos.
- Naranja: 5 kW/m<sup>2</sup>: quemaduras de segundo grado en el intervalo de 60 segundos
- Amarillo: 2 kW/m<sup>2</sup>: dolor en 60 segundos.

Cuando se modela un escenario de explosión, ALOHA también sugiere tres valores de sobrepresión por defecto basados en fuentes ampliamente aceptadas. El programa de acuerdo a Jones *et al.* (2013) y Meteogalicia (2011) utiliza estos valores umbrales para crear las siguientes zonas de riesgo:

- Rojo: 8,0 psi (55,15 kPa): destrucción de edificios.
- Naranja: 3,5 psi (24,13 kPa): probables lesiones graves.
- Amarillo: 1,0 psi (6,89 kPa): rotura de cristales.

## **2.5 Etapa 5: Cuantificación de la frecuencia inicial de los escenarios**

El objetivo de esta etapa es la cuantificación de la frecuencia inicial de los accidentes y la obtención de la probabilidad de ignición teniendo en cuenta la combinación de las técnicas árbol de eventos y análisis histórico de accidentes permitiendo así la obtención de resultados adaptados al área objeto de estudio, puntos fundamentales para la confección de las redes Bayesianas. Esto corresponde al proceso de determinación del indicador APF del Índice FEEL.

Para cuantificar la frecuencia inicial de los accidentes se aplica una combinación de las técnicas de análisis de riesgos siguientes: Análisis históricos de accidentes, particularizado al área de estudio en específico tomando un período de diez años para el registro; la determinación de la probabilidad de ignición según Changlong *et al.* (2012) y el árbol de eventos propuesto por BEVI (2009). Para mayor información acerca de estas metodologías puede consultar los materiales previamente citados.

## 2.6 Etapa 6: Determinación de la probabilidad de escalado para cada escenario de incendio y explosión

En este epígrafe se describe el proceso para la cuantificación de la probabilidad de escalado correspondientes con los escenarios de accidentes estudiados, teniendo en cuenta la radiación térmica debido a incendios y la sobrepresión debido a explosiones. Esto corresponde al proceso de determinación del indicador APF del Índice FEEL.

Para lograr determinar la evolución de la cadena de eventos dentro del efecto dominó es necesario conocer los valores de escalado que no son más que valores mínimos de efectos a partir de los cuales se puede causar daño al equipo objetivo o simplemente producir el escalado de los accidentes (Cozzani *et al.*, 2005; Cozzani *et al.*, 2006; Kadri y Chatelet, 2014; Kamil *et al.*, 2019; Reniers y Cozzani, 2013; Zhang *et al.*, 2017). En el anexo 13 se muestran los valores umbrales establecidos por Reniers y Cozzani (2013) obtenidos a partir datos de accidentes pasados.

Los valores Probit se obtienen a partir de las ecuaciones descritas por Reniers y Cozzani (2013) y Mukhim *et al.* (2017) las cuales se muestran en las tablas 2.4 y 2.5 respectivamente.

**Tabla 2.4: 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 BLEVE	Atmosférico	$\ln(ttf) = -1,13\ln(I) - 2,667 \cdot 10^{-5} V + 9,877$	2.5
		$Y = 9,25 - 1,847 \ln\left(\frac{ttf}{60}\right)$	2.6
VCE	Atmosférico	$Y = -18,96 + 2,44 \ln(P_s)$	2.7
$ttf$ : tiempo de falla (s); $I$ : intensidad de la radiación (kW/m <sup>2</sup> ); $V$ : volumen de la unidad secundaria (m <sup>3</sup> ); $P_s$ : pico de sobrepresión (Pa)			

**Tabla 2.5: Ecuaciones para la determinación de la probabilidad de escalado por Mukhim et al. (2017).**

Escenario Primario	Tipo de equipo	Modelos de probabilidad	Número de ecuación
VCE	Tanques atmosféricos	$Y = -15,79 + 2,02 \ln(\Delta P)$	2.8
$\Delta P$ : pico de sobrepresión (Pa).			

Para el cálculo de las Probit se necesita conocer si el equipo analizado es atmosférico o presurizado y cuál es 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. Una vez obtenido los valores Probit mediante el programa Matlab se obtiene las probabilidades de escalado de los accidentes primarios con escenarios de incendio y explosión.

## **2.7 Etapa 7: Desarrollo de las redes Petri para cuantificar la probabilidad de accidentes**

Para poder cuantificar las pérdidas económicas reales es necesario determinar la probabilidad de ocurrencia de los escenarios debido a incendio y explosión y su efecto dominó. Con esta finalidad se propone en este epígrafe el desarrollo de las redes Petri las cuales han sido ampliamente utilizadas por la literatura especializada durante los últimos años. Esto corresponde al proceso de determinación del indicador APF del Índice FEEL.

Una red Petri básica es un sistema integrado por varias tuplas, entre las que están comprendidas los lugares representados por círculos, las transiciones por rectángulos, las funciones de entrada y salida en la que los arcos son líneas dirigidas, las fichas en un lugar que tienen la responsabilidad de indicar que se ha producido el evento y se representan como puntos o números, así como la asignación inicial de marcado ( $\gamma$ ) que se emplea para distinguir la diferencia entre la posibilidad de que la probabilidad de un lugar sea desconocida o simplemente sea igual a cero, tomando valor de uno si existe o cero en caso contrario

(Zhou y Reniers, 2017; Dueñas, Orozco, Febles *et al.*, 2021). Un ejemplo de estas redes se muestra en el anexo 14.

Sin embargo, Zhou y Reniers (2017) plantean que una red Petri probabilística además de poseer las tuplas convencionales contiene dos tuplas más, adicionadas V y U que constituyen un vector de probabilidad ( $\alpha$ ) representando la probabilidad del lugar comprendida entre cero y uno y un vector de factor certeza ( $\mu$ ) que indica la probabilidad de la transición, respectivamente. En el anexo 15 se ilustra la metodología a seguir para la confección de las redes Petri probabilísticas.

## **2.8 Etapa 8: Desarrollo de las redes Bayesianas para la cuantificación de la probabilidad del efecto dominó**

Las redes Bayesianas se han convertido en una de las herramientas más completas, coherentes y sostenibles en el análisis de riesgo ya que permite determinar las probabilidades del efecto dominó correspondiente a cada nivel de escalado, aprovechando su estructura gráfica flexible para mostrar el orden secuencial de los escenarios (Dueñas, Orozco, Febles *et al.*, 2021; Simon *et al.*, 2019 y Leoni *et al.*, 2018). En este epígrafe se describe la metodología a seguir, así como las características del *software* empleado para su elaboración y se explica el proceso de cuantificación de las probabilidades una vez confeccionadas las mismas. Esto corresponde al proceso de determinación del indicador APF del Índice FEEL.

### **2.8.1 Metodología para la elaboración de las redes Bayesianas de probabilidades**

Las redes Bayesianas son representaciones gráficas que revelan explícitamente las dependencias probabilísticas entre las variables y los flujos de información relacionados. La ventaja más relevante de las redes Bayesianas es que proporcionan una herramienta útil para tratar las incertidumbres y la información de diferentes fuentes (Khakzad *et al.*, 2021; Rehman *et al.*, 2018; Ahmadi *et al.*, 2020). Para su elaboración se sigue la metodología propuesta por Reniers y Cozzani (2013), la cual se muestra en el anexo 16.

La aplicación principal de las redes Bayesianas es la actualización de la probabilidad, pues aprovecha el teorema de Bayes para actualizar la probabilidad de variables dadas nuevas observaciones.

Las redes Bayesianas ordinarias se pueden extender a redes Bayesianas dinámicas (DBN), que en comparación con las ordinarias éstas facilitan el modelado explícito de la evolución temporal de variables aleatorias en una línea de tiempo discretizada, también se puede utilizar para identificar las unidades más críticas que contribuyen a los escenarios de dominó (Khakzad, 2021; Khakzad *et al.*, 2016). Al dividir la línea de tiempo en varios intervalos de tiempo, las redes Bayesianas dinámicas permiten que un nodo en el segmento de tiempo  $i$ -ésimo sea condicionalmente de sus padres y de sí mismo en el segmento de tiempo anterior (Khakzad *et al.*, 2016).

Cuando se modelan las DBN solo se tienen en cuenta dos intervalos de tiempo, esto implica que la distribución de la probabilidad conjunta de un grupo de variables aleatorias en el tiempo  $t + \Delta t$  se pueda expandir a  $P(U^{t+\Delta t})$  como se muestra en la ecuación 2.9

$$P(U^{t+\Delta t}) = P(X_1^{t+\Delta t}, X_2^{t+\Delta t}, \dots, X_n^{t+\Delta t}) = \prod_{i=1}^n P(X_i^{t+\Delta t} | X_i^t, pa(X_i^t), pa(X_i^{t+\Delta t})) \quad (2.9)$$

Leyenda:

$X_1^{t+\Delta t}$  y  $X_i^t$ : Copias de  $X_i$  en dos porciones de tiempo consecutivas con un intervalo de tiempo de  $\Delta t$ .

$pa(X_i^{t+\Delta t})$ : Padres de  $X_i$  en el intervalo de tiempo  $t + \Delta t$ .

$pa(X_i^t)$ : Padres de  $X_i$  en el intervalo de tiempo  $t$ .

La red Bayesiana dinámica al replicar una red Bayesiana ordinaria en tres segmentos de tiempo consecutivo presenta dos tipos de arcos: arcos intra-corte que son los arcos dirigidos que conectan los nodos en los mismos cortes de tiempo y los arcos temporales o entre cortes que son los arcos que unen los nodos en cortes de tiempo consecutivos (Khakzad *et al.*, 2016).

### 2.8.2 Características y particularidades del software Hugin

Una red Bayesiana es realmente una representación inteligente de un dominio de variables aleatorias dependientes, su simulación puede realizarse mediante el *software* Hugin cuya interfaz gráfica es una herramienta interactiva que le permite al usuario utilizar las funciones del motor de decisión para construir modelos que se pueden usar en variadas aplicaciones (Hugin, 2019). En este programa se construyen diagramas de influencia que son redes Bayesianas extendidas con nodos de decisión y funciones de utilidad. Además, la inferencia en una red Bayesiana significa calcular la probabilidad condicional de algunas variables, dada la información (evidencia) de otras variables. La inferencia de Hugin es esencialmente una aplicación inteligente del Teorema de Bayes (Jensen, 2001; Lauritzen y Nilsson, 2001).

### 2.8.3 Cuantificación de probabilidades a partir de las redes Bayesianas

Luego de realizadas las redes Bayesianas se determina la probabilidad conjunta del efecto dominó para cada unidad primaria estudiada y además, se obtienen las probabilidades de ocurrencia del efecto dominó para cada nivel de propagación. Con este fin se deben introducir en la red los nodos auxiliares  $L_i$  que expresan la probabilidad de propagación del accidente primario a las posibles iésimas unidades y el nodo  $P(DL_i)$  que indica la probabilidad del efecto dominó del nivel iésimo. Para realizar la introducción de estos nodos se emplean las tablas de probabilidad mostradas en el anexo 17. La probabilidad conjunta del efecto dominó ( $P_{DE}$ ) hasta el último nivel de escalado (n) se determina por la ecuación 2.10

$$P_{DE} = \sum_{i=1}^n DL_i \quad (2.10)$$

## 2.9 Etapas 9-10: Conformación y validación del nuevo índice FEEL

En este epígrafe se propone una secuencia metodológica para desarrollar y aplicar el Índice FEEL en la industria de hidrocarburos. Para ello, se incluyen los procedimientos explicados en epígrafes anteriores; así como los indicadores DAF, APF y RLF. Además, se explican lo referido al uso de la lógica *Fuzzy* que se emplea



como método para ponderar el criterio de expertos y la cuantificación del impacto económico relacionado a las pérdidas de prestigio de la planta producto a accidentes de incendio y explosión. En la figura 2.3 se muestra la metodología propuesta del índice FEEL basado en la incorporación al DOW de técnicas híbridas de análisis de riesgos e inteligencia artificial.

Para la determinación del MPPD actualizado para el FEEL se emplea la ecuación 2.11.

$$MPPD_{actualizado_{FEEL}} = \left\{ \begin{array}{l} VAE; MPPD_{base} \cdot c \cdot (1 + APF / 100) > VAE \\ MPPD_{base} \cdot c \cdot (1 + APF / 100); MPPD_{base} \cdot c \cdot (1 + APF / 100) \leq VAE \end{array} \right\} \quad (2.11)$$

Las pérdidas totales por el índice FEEL se determinan por la ecuación 2.12.

$$TL_{FEEL} = MPPD_{actualizado_{FEEL}} + BI_{FEEL} + RLEI_{FEEL} \quad (2.12)$$

Finalmente, el Índice FEEL se determina por la ecuación 2.13.

$$FEEL_{index} = F \& EI_{DOW} \cdot \frac{TL_{FEEL}}{TL_{DOW}} \cdot \left(1 + \frac{APF}{100}\right) \cdot \left(1 + \frac{DAF}{DAF_{MAX}}\right) \quad (2.13)$$

En la tabla 2.6 se muestra el grado de peligrosidad asociado a la escala donde se encuentre el índice FEEL tanto individual para cada unidad de proceso como global. Se proponen dos escalas distintas en el marco de esta investigación.

**Tabla 2.6: Grado de peligrosidad individual y global para el Índice FEEL**

Grado de peligrosidad	Rango (FEEL individual)	Rango (FEEL global)
Ligero	1-60	1-95
Moderado	61-96	96-126
Intermedio	97-127	127-158
Intenso	128-158	159-250
Severo	159-250	251-350
Catastrófico	251-superior	351-superior

Las escalas propuestas para el índice FEEL individual y global se basan en la combinación del Índice de Incendio y Explosión de DOW y de los resultados de los

nuevos indicadores los cuales permiten dar una categorización del peligro de cada unidad de proceso y para un área determinada, añadiéndose un grado de peligrosidad catastrófico debido a todo lo que contempla el nuevo índice.

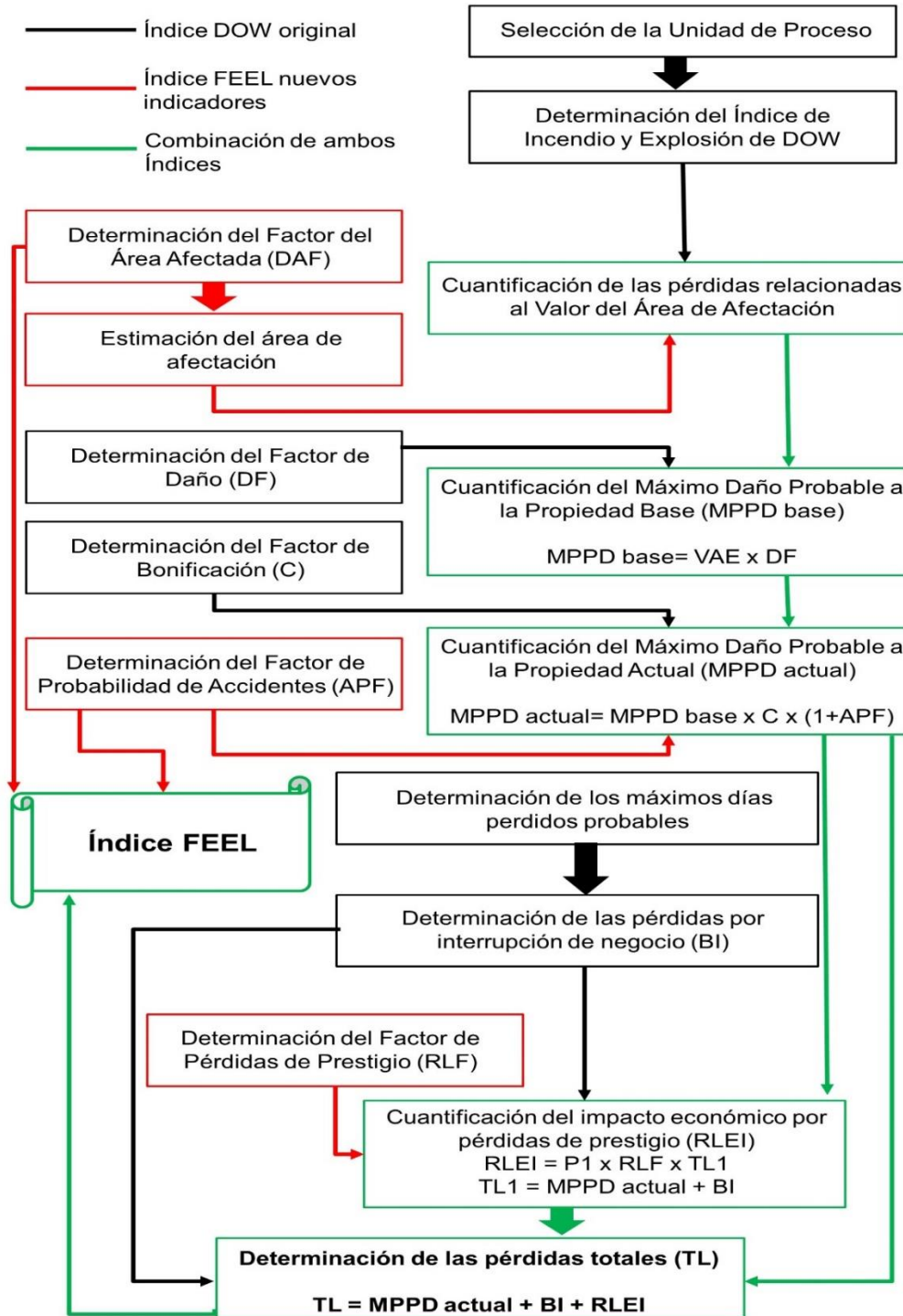


Figura 2.3: Metodología propuesta para el Índice FEEL

### 2.9.1 Características de la lógica *Fuzzy* para la ponderación del criterio de expertos

La lógica *Fuzzy* se aplica en dos momentos fundamentales en el marco de esta investigación. El primero de ellos es en la determinación de la probabilidad de evolución en el tiempo para el desarrollo de las redes Bayesianas dinámicas; mientras que, el segundo, es en la cuantificación del indicador APF para el índice FEEL. En este epígrafe se muestran los fundamentos esenciales de la lógica *Fuzzy*.

Los juicios de los expertos en forma de expresiones lingüísticas deben primero transformarse en números difusos y luego agregarlos en un número difuso llamado posibilidad difusa (FP). Hay muchas técnicas que han sido agregadas por los juicios de los expertos tales como: la votación, el promedio aritmético, relaciones de preferencia difusas, método Delphi máximo mínimo y el método Delphi difuso, sin embargo no se puede proporcionar una sólida orientación teórica para elegir el más adecuado (Zarei *et al.*, 2018)

Los factores de ponderación de los expertos se calculan de acuerdo con lo mostrado en el anexo 18. Según Lavasani *et al.* (2012) si un experto se considera mejor que otros, se le asigna un mayor peso. Los pesos de los expertos se obtienen estimando las puntuaciones de peso y factores de ponderación de los mismos utilizando las ecuaciones 2.14 y 2.15:

$$\begin{aligned} \text{Puntaje de peso del experto } i &= \text{Puntaje de PP del experto } i \\ &+ \text{Puntaje de ET del experto } i \\ &+ \text{Puntaje de EL del experto } i \\ &+ \text{Puntaje de A del experto } i + \text{Puntaje de A del experto } i \end{aligned} \quad (2.14)$$

$$\text{Factor de ponderación del experto } i = \frac{\text{Puntuación de ponderación del experto } i}{\sum_{i=1}^n \text{Puntuación de ponderación del experto } i} \quad (2.15)$$

Donde:

PP: posición profesional, ET: tiempo de experiencia, EL: nivel de educación, A: edad del experto. Para convertir de probabilidad difusa (FP) de eventos vagos a posibilidad difusa se utiliza una ecuación 2.16 desarrollada por Onisawa (1988).

$$FPr = \begin{cases} \frac{1}{10^k} & \text{if } FPS \neq 0 \\ 0 & \text{if } FPS = 0 \end{cases} \quad K = \left[ \left( \frac{1 - FPS}{FPS} \right) \right]^{\frac{1}{3}} \cdot 2.301 \quad (2.16)$$

Donde K es un valor constante, FPS es la posibilidad difusa y FPr es la probabilidad difusa para cada evento. Al final las probabilidades difusas obtenidas se asignan como probabilidades de fallas de los eventos y barrera de seguridad en el modelo desarrollado. Por lo tanto, la lógica *Fuzzy* proporciona una herramienta para la obtención de conocimientos y la evaluación probabilística de la seguridad bajo incertidumbre en los sistemas de proceso.

### **2.9.2 Metodología para la cuantificación del impacto económico relacionado a las pérdidas de prestigio producto a accidentes de incendio y explosión**

Una de los impactos que genera la ocurrencia de accidentes de incendio y explosión está directamente vinculado a las pérdidas de prestigio por este concepto. Por esta razón, la cuantificación de dicho impacto debe incluirse dentro del nuevo índice propuesto. Chen *et al.* (2019) propuso un método para determinar estas pérdidas para el caso de eventos de falla en tuberías. Esta investigación será la base para el desarrollo de la cuantificación de las pérdidas de prestigio debido a incendios y explosiones en el marco de este trabajo.

La reputación puede ser expresada por el nivel de la confianza o creencia de una persona sobre otra o sobre una organización. La reputación de una compañía principalmente envuelve las creencias hacia los atributos de la empresa de aquellas personas vinculadas de una forma u otra a la misma. Hay al menos cuatro clasificaciones de acuerdo al rol que juegan estas personas en o para la empresa: inversionistas, clientes, empleados y el público. Los accidentes de incendio y explosión impactan en todos ellos de forma directa o indirecta. Por ejemplo: si un accidente ocurre según un punto de vista de estas personas, de forma que no esperan debido a fallas en la seguridad industrial, la empresa finalmente gana una mala reputación.

En otras palabras, las expectativas respecto a la empresa son mayores que la experiencia que tienen sobre la misma. De ahí que la reputación se pueda definir por la ecuación 2.17

$$Reputación = Experiencia - Expectativa \quad (2.17)$$

Las expectativas pueden ser resumidas de la siguiente forma: los inversionistas esperan credibilidad, los clientes demandan confiabilidad, los empleados requieren honradez y veracidad y el público necesita responsabilidad. Estas expectativas deben ser alcanzadas para evitar la pérdida de reputación de una empresa determinada.

Chen *et al.* (2019) obtuvo un ranking final en cuanto a estos factores en función de su peso dentro de las pérdidas de prestigio a través del método Delphi y la lógica *Fuzzy*. En el anexo 19 se ilustran dichos indicadores y los resultados de los más significativos se muestran en el anexo 20 y son tomados como base para esta investigación. El peso de dichos indicadores se toma como tope en cuanto a la afectación que cada uno de ellos tiene sobre las pérdidas de prestigio en función de las características del área analizada. Posteriormente, se determina el impacto económico acorde a la ecuación 2.18

$$RLEI = P1 \cdot RLF \cdot TL1 \quad (2.18)$$

Donde *RLEI* es el impacto económico debido a las pérdidas de prestigio, *P1* es el porcentaje del total de pérdidas económicas que representan las pérdidas de prestigio, *RLF* es el factor de impacto económico debido a las pérdidas de prestigio obtenido a partir de la sumatoria de los indicadores que tienen como tope los valores del anexo 20 y *TL1* es el total de pérdidas económicas calculadas hasta este momento. Para determinar el porcentaje *P1* se realiza un análisis histórico donde se busca qué proporción promedio representan las pérdidas de prestigio del total del impacto económico directo reportado. Para la estimación del *TL1* se tomará como referencia el MPPD Actual o la suma del mismo con las pérdidas por interrupción de la producción, en función de los datos que sean reportados en la literatura especializada relacionados a este tema.

## **Capítulo 3: Análisis de los resultados**

En el presente capítulo se exponen, analizan y comparan los resultados obtenidos en el marco de esta investigación, con los criterios establecidos en la literatura especializada en la temática. Primero, se muestran los resultados relacionados a la aplicación de la guía original del Índice de Incendio y Explosión de DOW en el área seleccionada. Luego, se aplican los métodos híbridos compuestos por técnicas de análisis de riesgos y de inteligencia artificial con la finalidad de cuantificar los indicadores necesarios para la determinación del índice FEEL. Finalmente, se evalúa el impacto económico debido a accidentes de incendio y explosión a partir de la aplicación del nuevo índice desarrollado.

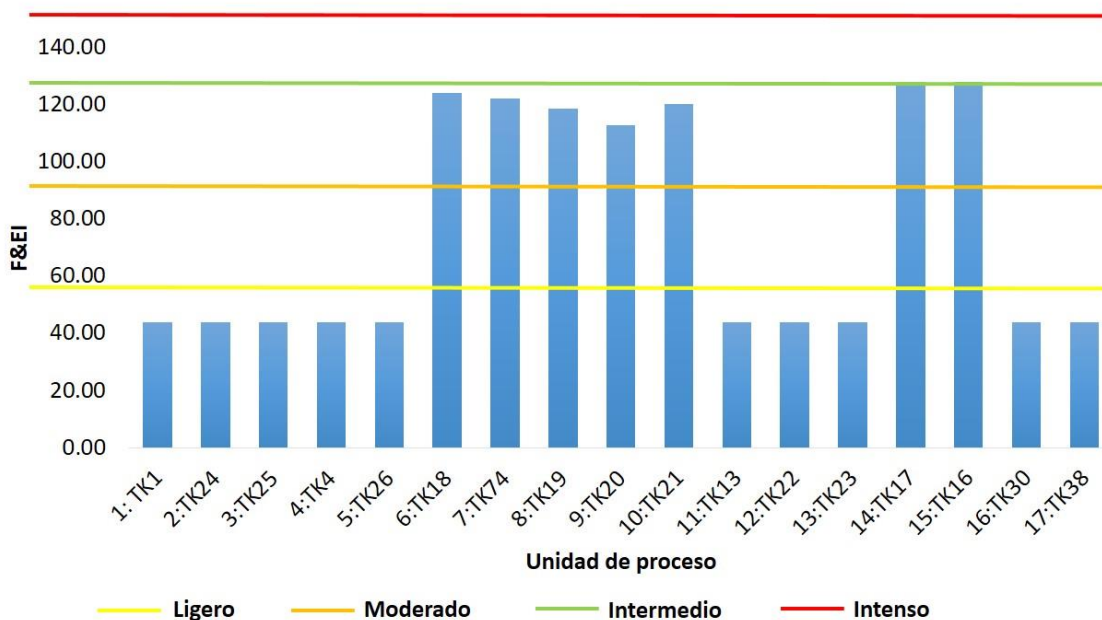
### **3.1 Resultados de la aplicación del Índice de Incendio y Explosión de DOW (Etapas 1-2)**

En este epígrafe se muestran los resultados relacionados a la aplicación del Índice de Incendio y Explosión de DOW a un área de almacenamiento de hidrocarburos de la T-320, la cual se divide en un total de 17 unidades de proceso. Cada unidad de proceso está conformada por un tanque de almacenamiento o procesamiento de combustible debido a la potencialidad de estas partes del proceso para detonar accidentes de incendio y explosión. Los resultados detallados del mismo se encuentran en el anexo 21.

Las unidades de proceso de mayor factor material son las relacionadas a los tanques que almacenan nafta (TK16 y TK17) y gasolina de aviación (TK18, TK19, TK20, TK21, TK74) con un valor de 16; mientras que el resto de las unidades que almacenan diésel, *fuel oil* y turbocombustible tienen un factor material de 10. Esto trae como consecuencia mayores niveles de peligrosidad para aquellos tanques que procesan nafta y gasolina de aviación lo cual está en concordancia con lo planteado en la literatura especializada debido a la elevada volatilidad e inflamabilidad de estos combustibles (Dueñas 2020; Barrera 2020; Costa 2019).

Los mayores factores de peligrosidad de proceso corresponden a las unidades de mayor penalidad en cuanto al manejo del material inflamable que son los tanques

17, 16, 18, 74, 21, 19, 20 con valores que oscilan entre 7,05 y 7,99 de un máximo de 8. Esto implica que la inflamabilidad y volatilidad de las sustancias almacenadas tengan un peso mayor en el F&EI y por ende en el desarrollo de accidentes de incendio y explosión. Los valores de F&EI obtenidos se muestran en la figura 3.1.



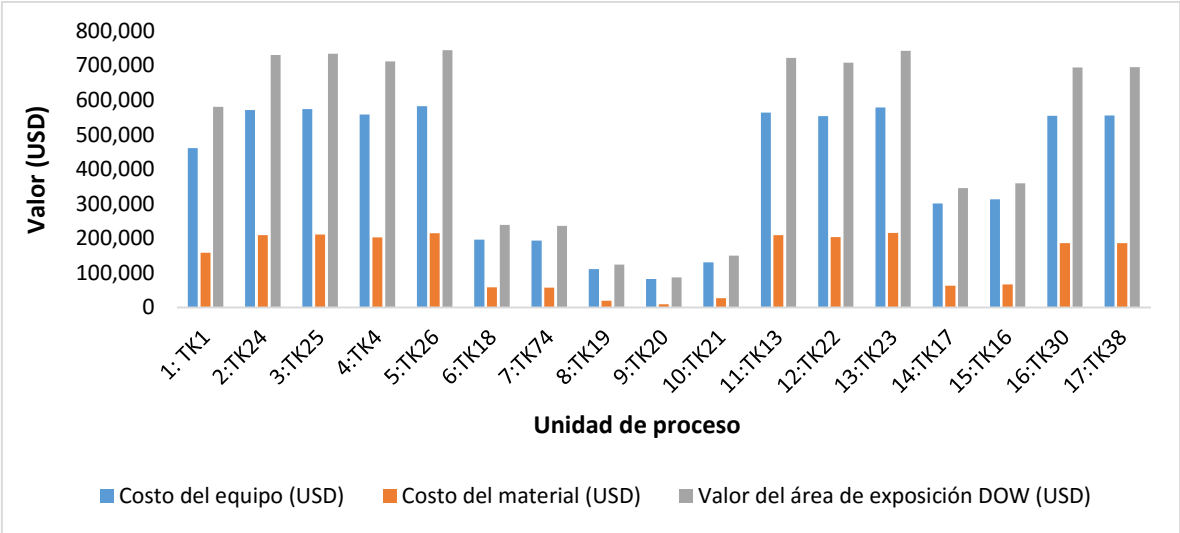
**Figura 3.1: Resultados del F&EI de DOW para cada unidad de proceso**

Las unidades de proceso de mayor índice son las correspondientes a los tanques 16 y 17 de almacenamiento de nafta con un valor de 128 que representa un peligro intenso según la categorización propuesta por DOW (AIChE, 1994). Le siguen con un potencial intermedio las unidades de almacenamiento de gasolina de aviación que son los tanques 18, 74, 19, 20 y 21 con valores que oscilan entre 112 y 125. El resto de las unidades de proceso presentan un peligro ligero con un valor alrededor de 44. Estos resultados concuerdan con los reportados por Dueñas (2020) y Costa (2019).

En cuanto a los factores de bonificación por el buen control de las posibles pérdidas destacan los factores relacionados al control del proceso y los de protección contra incendios debido al sistema de protección con rociadores, espumas, extintores portátiles, monitores y protección de cables que existen en el área analizada. Todas

las unidades de proceso están dentro del mismo sistema contra incendios de ahí que se obtenga un valor de factor de bonificación de 0,54. Esto implica que las pérdidas reales se reduzcan casi a la mitad por concepto de seguridad industrial.

En la figura 3.2 se muestran los resultados relacionados al costo de reposición de equipos y del inventario o material que contienen los mismos y al valor del área de exposición.



**Figura 3.2: Resultados relacionados al costo de reposición, material y valor del área de exposición según DOW**

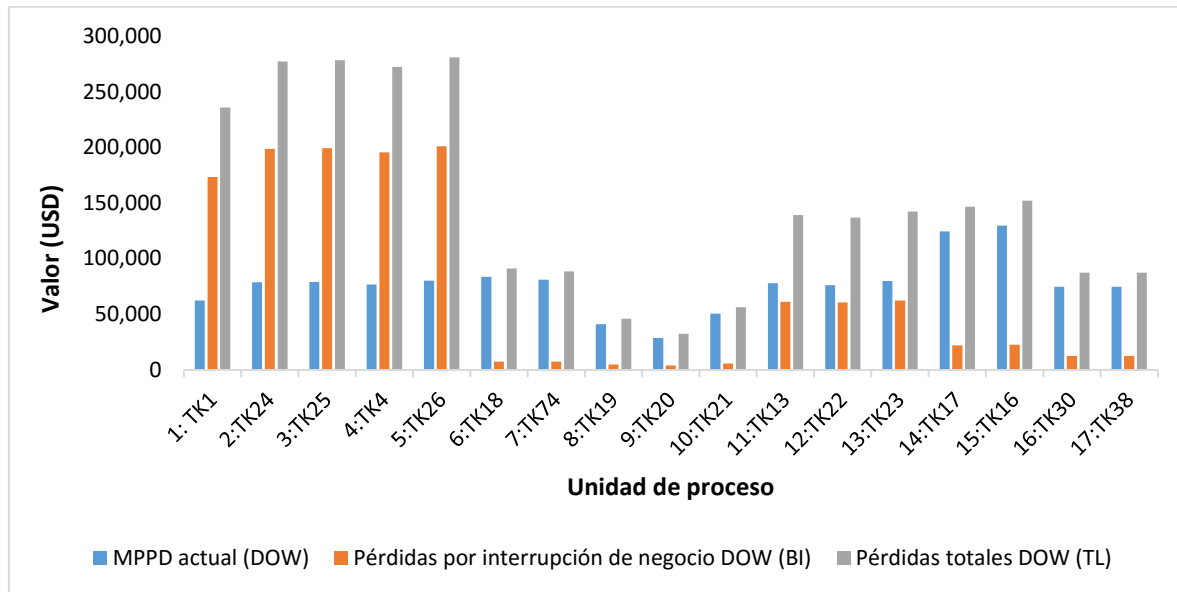
Los tanques de mayor capacidad de almacenamiento son los que contienen diésel, turbocombustible y *fuel oil* los cuales exceden una capacidad de 10 000m<sup>3</sup> y por consiguiente presentan mayor costo por concepto de reposición de equipos superior en todos los casos a los 550 000 USD. El producto de mayor costo es la gasolina de aviación sin embargo el volumen de los tanques de almacenamiento de la misma oscilan entre los 300 y los 2500 m<sup>3</sup> por lo que el costo por concepto tanto de reposición como de inventario es menor respecto al resto de las unidades de proceso. El valor del área de exposición considera el costo total tanto por reposición de equipos como de material teniendo en cuenta solo el 82% de este costo total debido a que existen algunas facilidades que se pueden recuperar incluso después de un incendio o una explosión. Por lo que los mayores valores asociados al valor



del área de exposición determinada a partir de la Guía del DOW están asociados a los mayores volúmenes de almacenamiento.

Es válido aclarar que para determinar dicha área de exposición la guía propuesta por el Índice de Incendio y Explosión de DOW se tiene en cuenta una relación constante respecto al valor del F&EI. Como parte del desarrollo de esta investigación se propone una nueva forma de determinarlo.

En la figura 3.3 se muestran las pérdidas relacionadas al máximo daño probable de la propiedad, a la interrupción de negocio o de la producción y las totales según la Guía de DOW.



**Figura 3.3: Resultados de las pérdidas máximas probables, interrupción de la producción y totales según la Guía de DOW**

Las máximas pérdidas probables a la propiedad se cuantifican considerando el valor del área de exposición, la reducción de las pérdidas por concepto de seguridad industrial (factor de bonificación) y la fracción de la propiedad que puede ser afectada por incendio o explosión (factor de daño). Por consiguiente, las mayores pérdidas se asocian a las unidades de mayor capacidad de almacenamiento.

Para la cuantificación de las pérdidas por concepto de paralización de la producción se determinan los máximos días probables perdidos los cuales oscilan entre 2 y 7 días para todas las unidades de proceso. Además, se considera el valor de la

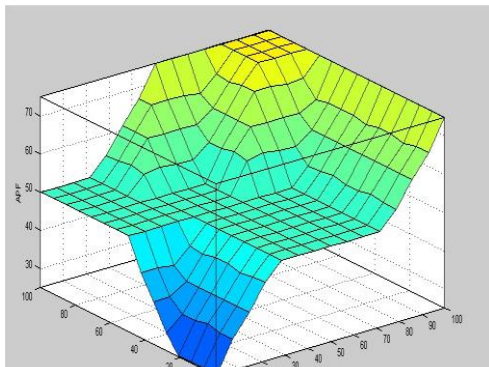
producción asociado a cada una de estas sustancias. Las mayores pérdidas por interrupción de negocios se concentran en los tanques de almacenamiento de diésel con valores de hasta 200 000 USD por unidad de proceso.

Finalmente, las mayores pérdidas totales, que considera el máximo daño probable a la propiedad y las pérdidas por paralización de la producción corresponden a los tanques de almacenamiento de diésel en primera instancia con valores que oscilan entre 235 000 y 281 000 USD por cada unidad de proceso. Luego, le siguen las unidades que procesan nafta con valores de alrededor 150 000 USD; las que almacenan turbocombustible con valores que oscilan entre 136 000 y 143 000 USD; y las que contienen *fuel oil* y gasolina de aviación con valores que alcanzan hasta los 90 000 USD.

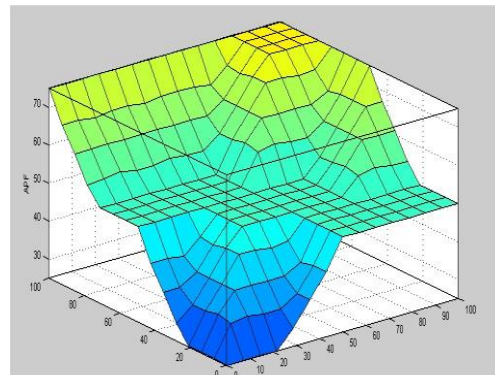
### 3.2 Resultados de la determinación de indicadores en el Índice FEEL (Etapa 3)

En este epígrafe se exponen los resultados referidos a la determinación de los indicadores Factor de Probabilidad de los Accidentes (APF), específicamente la ponderación del criterio de experto utilizando la lógica *Fuzzy* y el Factor de Pérdidas de Prestigio (RLF). Es válido aclarar que en esta etapa no se dispone aún de la información para la cuantificación de los indicadores APF y DAF aplicados al área analizada, por tal motivo en el anexo 22 se expone un resumen de la información requerida para cuantificar cada indicador.

En las figuras 3.4a y 3.4b se muestran las superficies de respuesta para el APF que contienen de forma ponderada el criterio de tres expertos en la temática analizada.



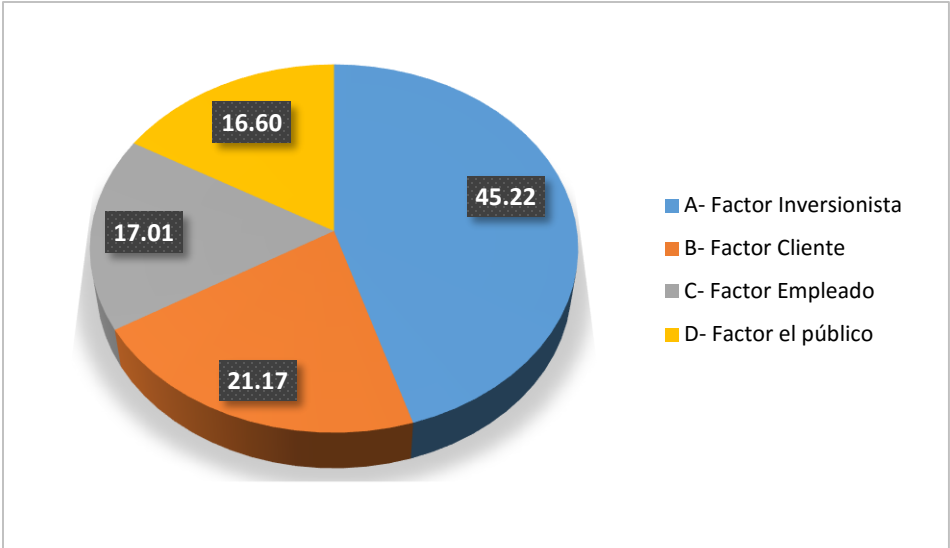
**Figura 3.4a: Superficie de respuesta de APF para los factores EAP y FAP**



**Figura 3.4b: Superficie de respuesta de APF para los factores EJP y FJP**

Se aprecia que los cuatro factores tienen una influencia directa en el aumento del APF, lo cual representa adecuadamente los resultados esperados una vez aplicado el criterio de expertos. A través de estos resultados obtenidos se cuantifica el valor del factor APF en función de los valores introducidos. Precisamente para obtener dichos valores de entrada es necesario la aplicación de las etapas posteriores propuestas en esta investigación. La forma de las superficies de respuesta es similar a la reportada por Dueñas, Orozco, Furka *et al.*, 2021.

Los valores obtenidos relacionados al indicador RLF se muestran en el anexo 23. La figura 3.5 muestra una comparación entre el peso asignado a cada factor considerando la actualización de los mismos al área estudiada.

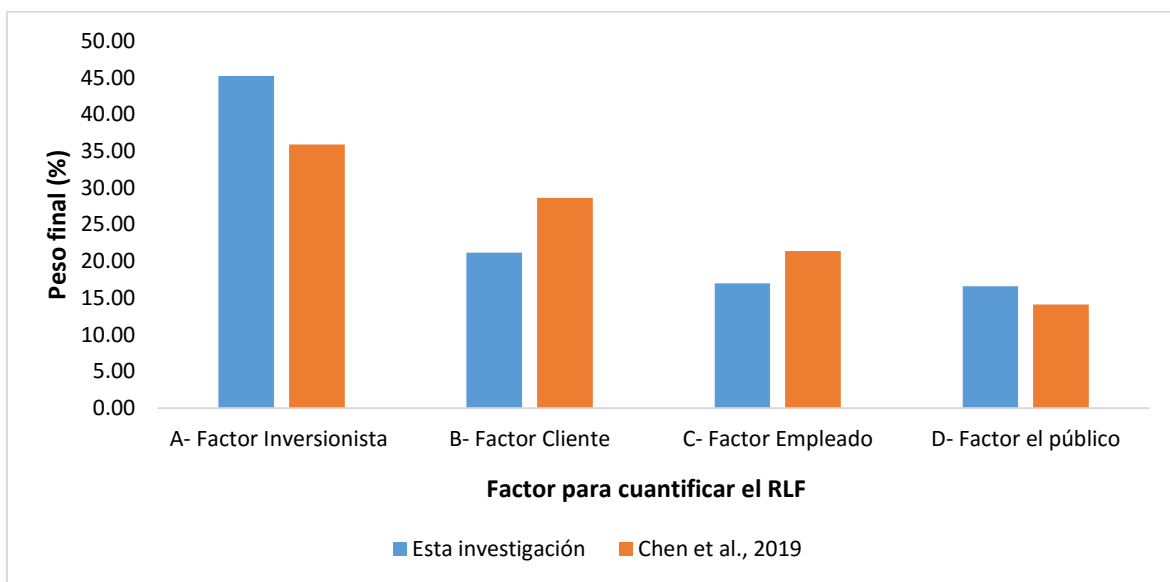


**Figura 3.5: Comparación entre el peso asignado a cada factor considerando la actualización de los mismos al área estudiada**

Se aprecia que el factor de mayor influencia es el inversionista (45,22%). En el mismo se considera de peso la posible pérdida de la reinversión, la caída del precio de las acciones y contracción de la capitalización del mercado, la reducción de la tasa de créditos, la degradación en el ranking de la industria y la posible pérdida de oportunidades de patrocinio con valores de 90, 80, 75, 70 y 50% respectivamente. Le sigue en influencia el factor cliente (21,17%); en el cual se tuvo en cuenta la reducción de las ventas, pérdida de confianza de los clientes, el reconocimiento de

los clientes, la garantía de la compra repetida o reiterada y la extensión de la mala fama entre los clientes con valores de 80, 40, 40, 35 y 35% respectivamente. Posteriormente, con valores similares influye el factor empleado (17,01%) y el factor el público (16,60%), dentro de ellos es válido destacar, la disminución de la motivación de los empleados, los reportes negativos de los medios de comunicación y la pérdida de confianza pública con valores de 80, 75 y 75% respectivamente. Dichos valores son obtenidos específicamente para el área estudiada y basados en los pesos definidos en la literatura especializada por Chen *et al.* (2019).

En la figura 3.6 se muestra una comparación entre los pesos obtenidos para los distintos factores en esta investigación y los obtenidos por Chen *et al.* (2019).



**Figura 3.6: Comparación entre los pesos obtenidos para los distintos factores en esta investigación y los obtenidos por Chen *et al.* (2019).**

La figura evidencia que los pesos del factor inversionista y del factor el público obtenidos en esta investigación son mayores que los reportados por la literatura especializada Chen *et al.* (2019) debido a que ambos factores presentan una mayor importancia en el área analizada respecto a la referida por Chen *et al.* (2019). Se destaca en ambas investigaciones el factor inversionista como el mayor influyente en las pérdidas de prestigio.

Finalmente se obtiene un valor de RLF de 0,6013 indicando así la gran influencia que presentan dichos factores en las pérdidas de prestigio del área analizada. Este indicador afecta directamente al impacto económico de las pérdidas de prestigio de ocurrir un accidente de incendio y explosión. Además por análisis histórico, se obtiene un factor P1 de 30% en función del porcentaje que representan las pérdidas de prestigio respecto a las totales.

### **3.3 Resultados de la simulación de escenarios de incendio y explosión (Etapa 4)**

El *software* ALOHA constituye una prestigiosa herramienta que permite determinar los diferentes vectores de escalado: intensidad de la radiación térmica debido a incendios y la sobrepresión debido a explosiones, de ahí que el objetivo de este epígrafe sea pronosticar el alcance que pueden tener dichos escenarios teniendo en cuenta su radio de acción y consecuentemente sus posibles afectaciones.

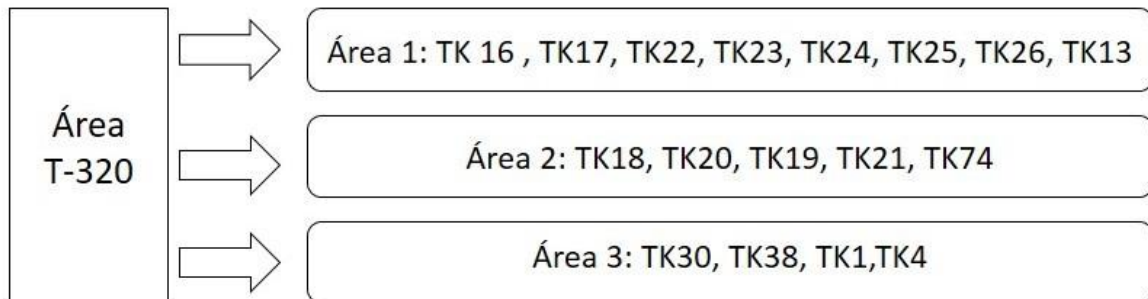
Las simulaciones fueron realizadas en todas las unidades de proceso que componen el área de estudio donde en dependencia de las sustancias que almacenan, de sus condiciones de operación y de sus características tecnológicas serán los posibles accidentes que pueden efectuarse. En el anexo 24 (a y b) se muestran los escenarios que serán analizados a partir de un derrame de nafta, *fuel oil*, gasolina de aviación, turbocombustible y diésel.

Todos los resultados de las corridas realizadas se muestran en el anexo 25. Para ello se emplearon las variables meteorológicas establecidas por Moya (2010) donde para cada escenario de accidente se tuvo en cuenta lo siguiente:

- Para el escenario charco de fuego las corridas se efectuaron teniendo en cuenta los cuatro momentos extremos: día y noche a temperatura máxima y mínima.
- Para el caso del BLEVE se realiza una sola corrida por cada equipo lo que se debe a la dependencia de este fenómeno de la cantidad del material involucrado y de la geometría de la fuente.

- Para la formación de una nube de vapor explosiva las corridas fueron realizadas teniendo en cuenta todas las direcciones del viento así como los cuatros momentos extremos: día a temperatura máxima y mínima y calma a las mismas temperaturas.

Para un mejor análisis y comprensión se dividió el área de estudio en tres, teniendo en cuenta la cercanía entre los equipos. En la figura 3.7 se muestra los tanques que conforman la división de dicha área.



**Figura 3.7: Áreas de la T-320.**

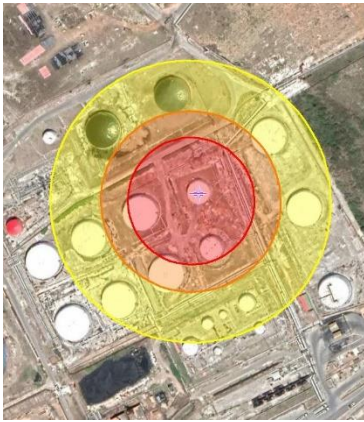
El análisis se realiza en las tres áreas en que fue dividida el área objeto de estudio, haciendo énfasis en los tanques 17,18 y 30 de las áreas 1, 2 y 3 respectivamente debido a la posición centralizada de los mismos dentro del área, sus sustancias almacenadas de alta volatilidad e inflamabilidad, así como presentar la mayor probabilidad promedio con respecto al resto de los tanques y su gran potencial para detonar accidentes.

### **3.3.1 Estimación del alcance del escenario charco de fuego**

La modelización matemática de un incendio permite la predicción de posibles daños a personas e instalaciones y el establecimiento de las medidas que deben reducir tales daños. El charco de fuego es uno de los tipos de incendios más comunes a ocurrir en la industria química, por lo que en este epígrafe se analizan los resultados correspondientes a las corridas que simulan dicho escenario.

Para el análisis de este escenario en las tres áreas seleccionadas se obtienen las figuras 3.8a, 3.8b y 3.8c donde se muestra el alcance de las radiaciones del charco de fuego a partir de las simulaciones realizadas en las tres fuentes de derrame así

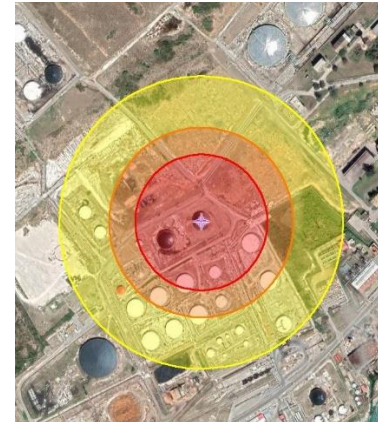
como las figuras 3.9a, 3.9b y 3.9c donde se expresan los valores de intensidad de la radiación en función de las distancias.



**Figura 3.8a: Alcance del escenario charco de fuego en el TK17**

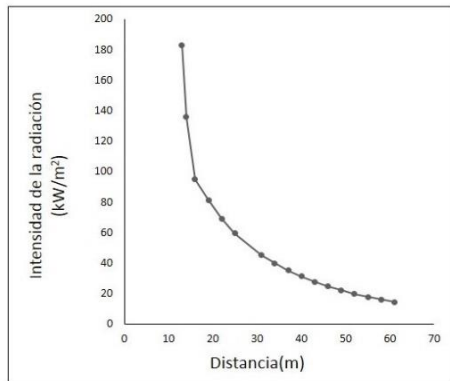


**Figura 3.8b: Alcance del escenario charco de fuego en el TK 18**

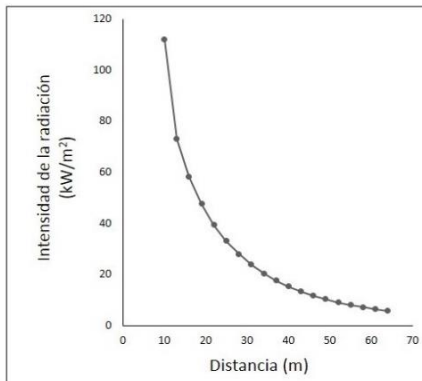


**Figura 3.8c: Alcance del escenario charco de fuego en el TK 30**

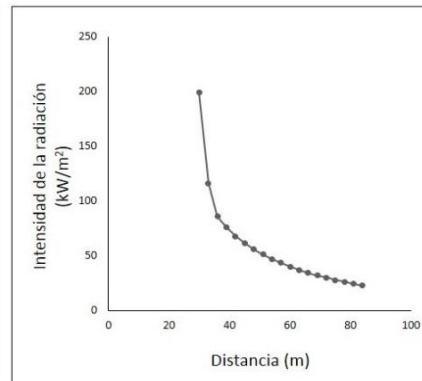
Las figuras 3.8a, 3.8b y 3.8c demuestran la magnitud de dicho escenario en las tres unidades de proceso analizadas. Precisando en el tanque 17 se observa como sus efectos pueden alcanzar hasta 73 m desde la fuente de explosión con una intensidad de la radiación superior de  $10 \text{ kW/m}^2$  provocando la muerte en un intervalo de 60 segundos, hasta 100 m con radiaciones superiores a  $5 \text{ kW/m}^2$  produciendo quemaduras de segundo grado, mientras que hasta 151 m las radiaciones alcanzadas son superiores a  $2 \text{ kW/m}^2$  ocasionando dolor en menos de un minuto. Se aprecia además que dentro del radio de acción de este escenario existen varias unidades de procesos que son afectadas, tales resultados son similares a los obtenidos por Dueñas, Orozco, Furka *et al.* (2021) lo que evidencia que a partir de esta unidad de proceso el charco de fuego posee una elevada potencialidad de escalado y de producir efecto dominó sobre las unidades cercanas unido además a que este tanque almacena nafta, sustancia de elevada volatilidad e inflamabilidad.



**Figura 3.9a: Distancia vs Intensidad de la radiación en el TK 17**



**Figura 3.9b: Distancia vs Intensidad de la radiación en el TK 18**



**Figura 3.9c: Distancia vs Intensidad de la radiación en el TK 30**

En las figuras 3.9a, 3.9b y 3.9c se observa como los valores de intensidad de la radiación disminuyen a medida que aumenta la distancia. Los niveles de radiación para este escenario independientemente de la fuente son elevados, destacándose que en ninguno de los tres casos la curva parte de cero ya que esta distancia corresponde al radio del charco del fuego, obteniéndose así que la máxima radiación alcanzada a partir de dicho radio para los tanques 17,18 y 30 es de 183 kW/m<sup>2</sup>, 112 kW/m<sup>2</sup> y 199 kW/m<sup>2</sup> respectivamente.

Se destaca que las llamas pueden alcanzar una distancia de 41 m, 30 m y 61 m en los tanques 17,18 y 30 respectivamente, longitudes influenciadas por la presencia del viento pues Wells (2003) y Fabri *et al.* (2017) plantean que la velocidad de este sí es un parámetro que incide directamente en el ángulo de inclinación de la llama y este último a su vez, varía el diámetro del charco y la longitud de la misma.

Resaltar además que según Casal *et al.* (2002) el efecto del viento en cuanto a la radiación es relativamente insignificante para distancias largas, no obstante puede tener una gran incidencia en distancias cortas si el desplazamiento de la base del incendio provoca un contacto directo de la llama con otro equipo donde en estas circunstancias el flujo calorífico que recibe este equipo es muy superior y la situación podría agravarse, de ahí se explica que en el área 3 la radiación térmica más elevada producida por el TK30 sea sobre el TK38 con un valor de 26,1 kW/m<sup>2</sup> pues la distancia entre estas dos unidades de proceso es de tan solo 78 m.



El escenario charco de fuego en los tres tanques presenta resultados semejantes debido a que ALOHA limita la duración del escenario a una hora. De ahí en adelante, no calcula la evolución del accidente por los cambios significativos que pudieran ocurrir (Machado y Román, 2017).

### 3.3.2 Estimación del alcance del escenario BLEVE más bola de fuego

El escenario BLEVE más bola de fuego es un fenómeno complejo que involucra al mismo tiempo características de explosión y de incendio, originado fundamentalmente a partir de la ocurrencia de un accidente primario por lo que es considerado como posterior o secundario (Gyenes *et al.*, 2017), de ahí que estudiar su nivel de riesgo sea vital para la seguridad de la empresa.

El impacto más importante de una explosión BLEVE más bola de fuego que involucre a una sustancia inflamable es el debido a su intensa radiación térmica. Casal *et al.* (2002) señala que los parámetros que se deben evaluar para la predicción del peligro originado por este escenario lo constituye su diámetro, su duración y la radiación térmica en puntos concretos. Los valores obtenidos para este escenario se muestran en el anexo 26.

Para el análisis de este escenario en las tres áreas seleccionadas, se confeccionan las figuras 3.10a, 3.10b, 3.10c donde se observa el alcance de las radiaciones generadas a partir de las bolas de fuego para las tres unidades de proceso escogidas así como las figuras 3.11a, 3.11b y 3.11c donde se expresan los valores de intensidad de la radiación en función de las distancias.



**Figura 3.10a: Alcance del escenario BLEVE más bola de fuego en el TK17**

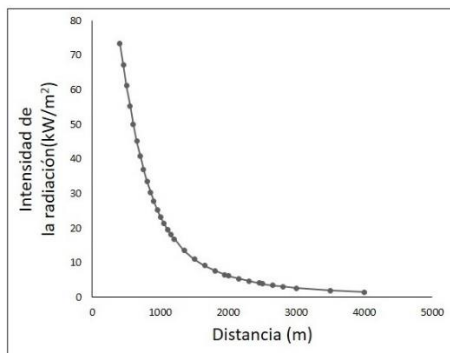


**Figura 3.10b: Alcance del escenario BLEVE más bola de fuego en el TK 18**

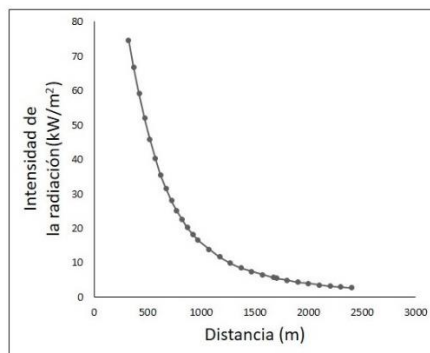


**Figura 3.10c: Alcance del escenario BLEVE más bola de fuego en el TK 30**

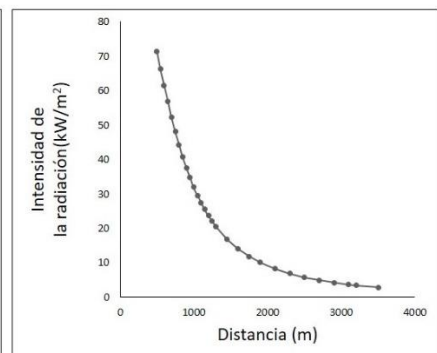
En las figuras se evidencia el gran impacto de este escenario capaz de cubrir toda el área de la empresa y alcanzar poblados aledaños afectando no sólo al personal de la planta sino también a los pobladores de zonas cercanas. La zona roja, cuyas radiaciones son superiores a 10 kW/m<sup>2</sup>, se alcanza en los tanques 17,18 y 30 para una distancia de 1,6 km, 1,3 km y 1,9 km respectivamente, siendo según ALOHA (2016) potencialmente letales en un intervalo de 60 segundos para todas las personas que se encuentren en este radio. Para una distancia de 2,2 km se obtiene en el tanque 17 la zona naranja, y en los tanques 18 y 30 para una distancia de 1,8 km y 2,7 km respectivamente provocando quemaduras de segundo grado en un intervalo de 60 segundos. Además, se obtienen radiaciones superiores a 2 kW/m<sup>2</sup> para una distancia de 3,5 km, 2,8 km y 4,2 km en los tanques 17, 18 y 30 respectivamente causando un dolor en las personas en un intervalo de 60 segundos.



**Figura 3.11a: Distancia vs Intensidad de la radiación en el TK17**



**Figura 3.11b: Distancia vs Intensidad de la radiación en el TK 18**



**Figura 3.11c: Distancia vs Intensidad de la radiación en el TK 30**

En las figuras 3.11a, 3.11b y 3.11c se aprecia como los valores de intensidad de la radiación disminuyen a medida que aumenta la distancia. Además se obtienen las máximas radiaciones generadas a partir de la ocurrencia de una bola de fuego (producto de un BLEVE) para los tanques 17,18 y 30 las cuales tienen un valor de 73,3 kW/m<sup>2</sup>, 74,6 kW/m<sup>2</sup> y 71,3 kW/m<sup>2</sup> respectivamente, resultados similares a los obtenidos por Dueñas, Orozco, Febles *et al.* (2021). Resulta necesario destacar que de las tres unidades de proceso analizadas las radiaciones provocadas por el tanque 18 presentan menor alcance debido a su capacidad de almacenamiento

inferior con respecto a los otros tanques coincidiendo con lo planteado por T. Abbasi y S. Abbasi (2007) y Eckhoff (2014).

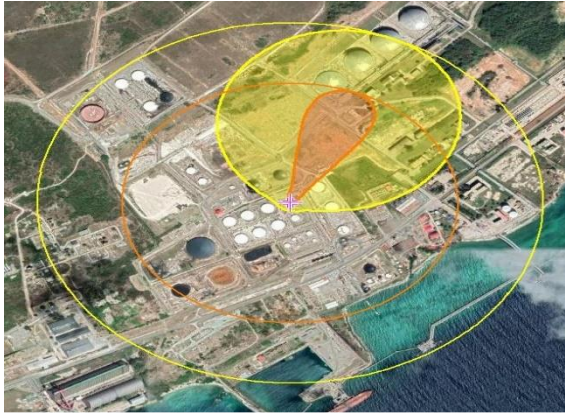
La duración de este escenario en estas tres unidades de proceso analizadas oscila entre los 30 a 45 segundos, no obstante a pesar de su poca duración provoca daños considerables ya que su alcance logra traspasar todo el área de la DTCCM y zonas aledañas y las dimensiones de las bolas de fuego formadas pueden ser extraordinariamente grandes constituyendo así un accidente mayor según HSE (2018) y Nwabueze (2016), de ahí que resulte imprescindible el perfeccionamiento de las medidas de prevención para reducir así a niveles tolerables sus consecuencias.

### **3.3.3 Estimación del alcance del escenario explosión de una nube de vapor**

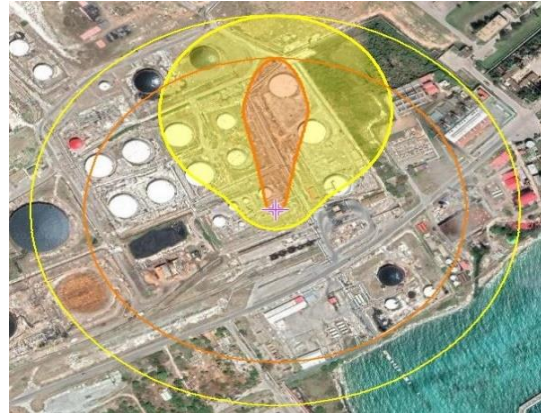
Casal *et al.* (2002) y Atkinson (2017) plantean que entre las explosiones que representan uno de los mayores peligros dentro de la industria química ya que ocurren con gran frecuencia se encuentra la explosión de una nube de vapor, tipo de explosión que involucra una cantidad importante de gas o vapor en condiciones de inflamabilidad, que se dispersa por el medio exterior, de ahí que resulte imprescindible investigar el comportamiento de dicho escenario en el análisis cuantitativo de riesgos.

En este tipo de explosión las variables meteorológicas, dígase velocidad y dirección del viento, afectan en mayor o menor grado la dispersión de la nube de vapor, por tal motivo se realizó un estudio que muestra los rumbos del viento que más acercaría la nube a los distintos equipos de proceso. Dicho análisis se refleja en el anexo 27.

Se analiza el comportamiento del escenario en los tanques 17 y 18 que son de las tres unidades de proceso seleccionadas para el análisis, los que contienen nafta y gasolina de aviación respectivamente. Para ello se confeccionan las figuras 3.12a, 3.12b así como las figuras 3.13a, 3.13b donde se muestra el alcance de la nube de vapor y se expresa los valores de sobrepresión en función de las distancias.

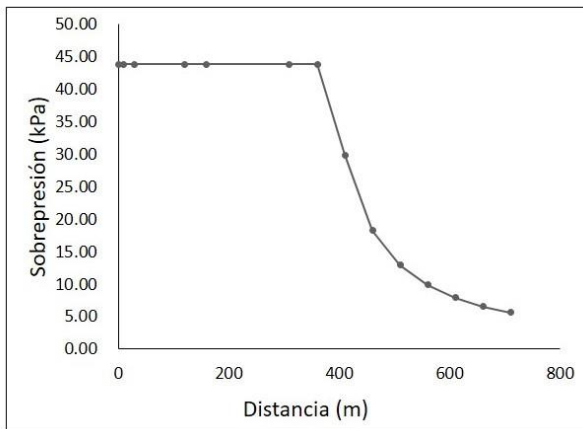


**Figura 3.12a: Alcance del escenario nube de vapor en el TK 17**

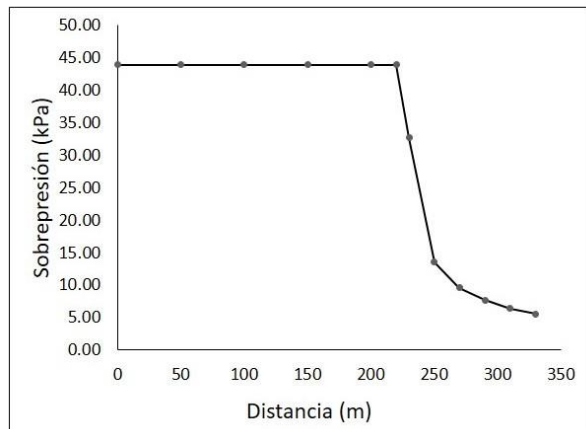


**Figura 3.12b: Alcance del escenario nube de vapor en el TK 18**

En las figuras 3.12a y 3.12b se aprecia como el radio de la nube de vapor cubre toda el área objeto de estudio afectando algunos equipos de la planta. Específicamente en el tanque 17 se observa que a una distancia de 429 m se alcanza un valor de sobrepresión de 3,5 psi (24,13 kPa) ocasionando lesiones graves sobre las personas, y puede llegar hasta 646 m con una sobrepresión de 1psi (6,89 kPa) provocando la rotura de cristales, ruidos intensos para el oído humano y pérdida temporal, tales efectos son planteados por Wells (2003). En el caso del tanque 18 los efectos de la nube de vapor explosiva pueden alcanzar hasta 234 m desde la fuente de explosión a una sobrepresión de 3,5 psi (24,13 kPa) y la zona amarilla se produce a una distancia de 301 m desde el origen del accidente.



**Figura 3.13a: Distancia vs Sobrepresión en el TK 17**



**Figura 3.13b: Distancia vs Sobrepresión en el TK 18**

En las figuras 3.13a y 3.13b se evidencia la disminución de la sobrepresión con el aumento de la distancia, lo que coincide con los resultados obtenidos por Behesht

*et al.* (2018) y Márquez (2016). Señalar además que el pico de sobrepresión de 6,36 psi (43,85 kPa) se mantiene hasta una distancia de 360 m y 220 m para los tanques 17 y 18 respectivamente demostrando así que este escenario presenta mayor alcance en el tanque 17 que en el tanque 18, afectando un área más extensa debido a que este último posee menor capacidad con respecto al otro, siendo compatible con los resultados obtenidos por Djelosevic y Tepic (2019).

Resulta necesario destacar que para este escenario las simulaciones se analizaron en condiciones de calma, el cual demuestra que bajo estas condiciones el escenario presenta un mayor alcance pues la dispersión de la nube ocurre más lentamente y eso hace que la concentración de la misma se mantenga por encima del límite inferior de inflamabilidad aumentando así la potencialidad de la nube para explotar o incendiarse en un período de tiempo dado, coincidiendo con lo planteado por Dueñas (2018).

Una vez analizados los distintos escenarios se comprueba que en las tres unidades de proceso analizadas el comportamiento de los accidentes es similar siendo estos equipos los más peligrosos debido a los niveles de radiación generados y valores de sobrepresión obtenidos. Con el objetivo de analizar el accidente que provocará un mayor impacto se establece una comparación entre los tres niveles de riesgo para el tanque 17 el cual se refleja en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1 Comparación de los tres LOC en cada escenario en el tanque 17.**

Escenario de accidente	Distancias alcanzadas		
	Zona Roja	Zona Naranja	Zona Amarilla
Charco de fuego	73 m	100 m	151 m
Explosión de nube de vapor	No superado	429 m	646 m
BLEVE más bola de fuego	1,6 km	2,2 km	3,5 km

Se puede afirmar que el escenario BLEVE más bola de fuego a pesar de su corta duración constituye uno de los accidentes más perjudiciales que pueden ocurrir en una industria, caracterizado por una intensa radiación térmica capaz de sobrepasar toda el área de la planta y además afectar zonas cercanas lo que coincide con lo establecido por Hemmatian *et al.* (2015) y Kadri *et al.* (2013). Además, se evidencia

que el charco de fuego y explosión de una nube de vapor pueden ser los escenarios más propicios para la ocurrencia del efecto dominó, ampliamente documentado por la literatura especializada.

### **3.4 Resultados referidos a la cuantificación de la frecuencia ramal de los escenarios (Etapa 5)**

En este epígrafe se analizan los resultados obtenidos de la combinación del análisis histórico de accidentes con el árbol de eventos en cuanto a la cuantificación de la frecuencia inicial de cada escenario así como la probabilidad de ignición.

Para la determinación de la frecuencia inicial de los accidentes se realiza un análisis histórico de accidentes de los últimos 10 años teniendo en cuenta el tipo de sustancia almacenada en cada unidad de proceso. Los resultados del análisis realizado se muestran en el anexo 28.

Se aprecia en el anexo 28 que la mayor cantidad de derrames se han producido en los tanques que contienen *fuel oil* lo que significa que en un período de 10 años han ocurrido 2 derrames en estas unidades obteniéndose un valor de frecuencia de derrame de 0,2000. Se observa además que los casos de derrames menos probables son los correspondientes a los tanques que almacenan diésel y turbocombustible con una frecuencia de 0,0333. Aun así estos valores son considerados altos según BEVI (2009), Reniers y Cozzani (2013) y Wells (2003).

Una vez obtenido los valores de frecuencia inicial determinado para cada tipo de combustible se confecciona el árbol de eventos para cada unidad de proceso en dependencia de la volatilidad e inflamabilidad de las sustancias almacenadas. En el anexo 29 (a y b) se muestra el árbol de eventos correspondiente a la nafta y gasolina de aviación en el cual se tiene en cuenta la formación de una nube de vapor con su posterior explosión, mientras que para el resto de las sustancias (*fuel oil*, diésel y turbocombustible) el único escenario probable a formarse es el charco de fuego con su posterior BLEVE.

La probabilidad de ignición directa fue obtenida a partir de la metodología propuesta por Changlon *et al.* (2012) tomando valor de 0,25 lo que evidencia que existe un

buen control de la seguridad del proceso en la industria aunque se han producido incendios en las áreas verdes y fallos eléctricos con la frecuencia determinada según el análisis histórico, por lo que existe una fuente de ignición segura que puede garantizar el desarrollo de accidentes. Destacar además que la probabilidad de ignición retardada se determina según BEVI (2009) como la porción no constituida en la ignición directa, es decir la diferencia entre el máximo de probabilidad (1) y el valor de esta ignición, dando como resultado un valor de 0,75 en el caso de la figura 3.11a mientras que en la figura 3.11b la ignición retardada es cero porque no se genera un escenario de nube de vapor a partir del derrame de *fuel oil*, diésel o turbocombustible. Por otra parte la probabilidad de explosión se le asigna un valor de 0,4 por tratarse de combustibles líquidos, acorde a lo planteado por BEVI (2009) y Wells (2003).

A partir de la aplicación de esta técnica de análisis de riesgo, se cuantifica con carácter frecuencial la probabilidad del suceso inicial del charco de fuego y explosión, ya que se parte de la frecuencia inicial de derrame obtenida a partir del análisis histórico de accidentes. En la tabla 3.2 se muestran los resultados obtenidos, puntos clave para la confección de las redes Bayesianas y Petri.

**Tabla 3.2: Resultados de la aplicación del árbol de eventos para el área analizada**

Sustancia	Probabilidad de charco de fuego	Probabilidad de explosión
Nafta	0,0150	0,0135
Gasolina de aviación	0,0100	0,0090
<i>Fuel oil</i>	0,0500	-
Diésel	0,0083	-
Turbocombustible	0,0083	-

Estos resultados evidencian que la nafta es una de las sustancias con mayores probabilidades de provocar un charco de fuego y explosión de nube de vapor con valores de 0,0150 y 0,0135 respectivamente debido a su elevada volatilidad e inflamabilidad, y que en caso de que ocurra un derrame de nafta es más probable que se incendie y provoque un charco de fuego que una nube de vapor. Dichos

valores son altos de acuerdo a lo reportado por Dueñas, Orozco, Febles *et al.* (2021) y Reniers y Cozzani (2013).

### **3.5 Cuantificación de la probabilidad de escalado de los accidentes (Etapa 6)**

La probabilidad de escalado constituye un elemento clave en la evaluación del efecto dominó debido a accidentes de incendio y explosión. Para ello es necesario determinar los vectores de escalado radiación y sobrepresión correspondientes a cada unidad de proceso con respecto al resto de las unidades así como conocer la distancia comprendida entre todos los equipos de la unidad analizada. Los anexos 30 y 31 muestran los diferentes valores de intensidad de la radiación y sobrepresión obtenidos para cada equipo así como los resultados de probabilidad de escalado.

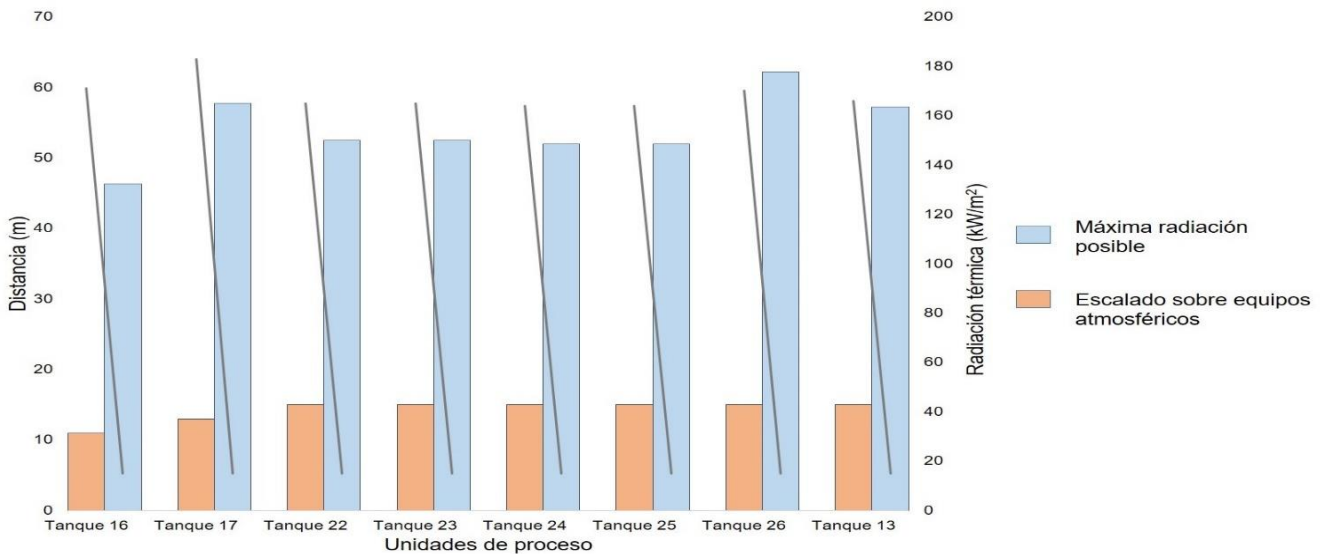
Los resultados reflejados en el anexo 30 demuestran que en el área 1 la radiación térmica más elevada es producida por el tanque 17 sobre el tanque 16 con un valor de intensidad de la radiación de  $18 \text{ kW/m}^2$  y por el tanque 22 sobre el 23 con un valor de  $18,4 \text{ kW/m}^2$ . En el área 2 los mayores valores corresponden al tanque 20 con respecto al tanque 21 con radiaciones de  $37,9 \text{ kW/m}^2$  pues a pesar de que el tanque 20 presenta la menor capacidad de almacenamiento de todas las unidades de proceso, son dichos tanques los más cercanos en toda la planta distanciados a tan solo 18 metros. Le sigue en esa misma área el tanque 18 con respecto al 20 con un valor de intensidad de la radiación de  $33,2 \text{ kW/m}^2$ . En el área 3 se tiene que el mayor nivel de intensidad de radiación emitido es del tanque 30 para el tanque 38 con un valor de  $26,1 \text{ kW/m}^2$  distanciados a tan solo 78 m.

En el caso de las explosiones de nubes de vapor en el área 1 y 2 se aprecia que los resultados obtenidos son semejantes donde la máxima sobrepresión alcanzada es de 6,36 psi (43,85 kPa), esto se debe a que los tanques se encuentran aproximadamente a distancias semejantes unos de otros, coincidiendo con los resultados obtenidos por Dueñas, Orozco, Furka *et al.* (2021).

Se analiza también el escalado en todas las unidades de proceso a partir del análisis de los valores de intensidad de la radiación y sobrepresión en función de la distancia que se igualan a los umbrales establecidos por Reniers y Cozzani (2013). Un mejor



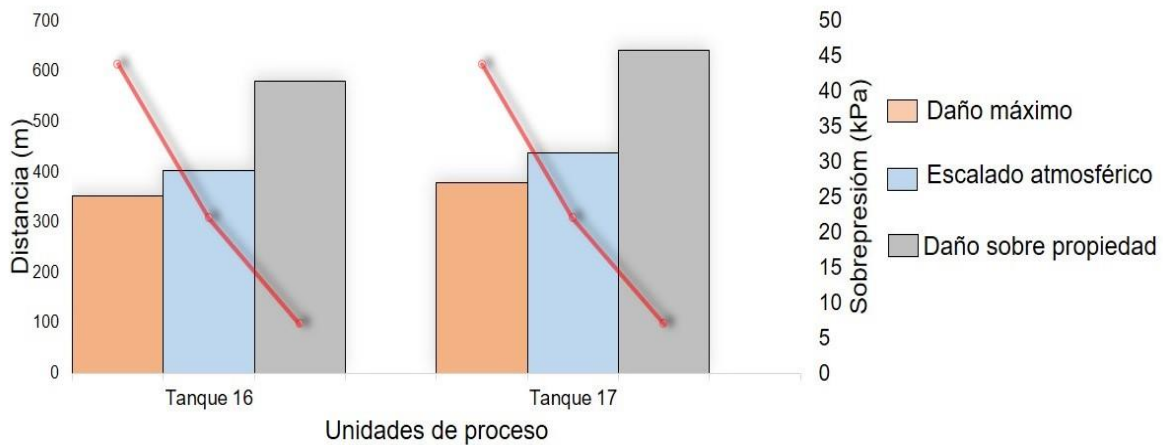
análisis de dichos vectores de escalado para el área 1 se muestra en las figuras 3.14 y 3.15.



**Figura 3.14: Unidad de proceso vs Distancia vs Intensidad de la radiación en el área 1.**

En la figura 3.14 se observa que el tanque 26 y 17 alcanzan a una distancia aproximada de 57 m y 62 m respectivamente los umbrales de daño y de escalado establecidos, teniendo así el tanque 26 un gran alcance en cuanto a la ocurrencia de charco de fuego, sin embargo no genera el escenario de explosión de nube de vapor debido a la baja volatilidad e inflamabilidad de la sustancia que almacena, por lo que el tanque 17 es más significativo debido a que posee una elevada potencialidad de escalado y de generar más accidentes.

En el anexo 32 se destacan los tanques 18 y 30 de las áreas 2 y 3 respectivamente, presentando ambos el mayor escalado, donde se muestran que dichos tanques alcanzan el umbral establecido a una distancia de 40,5 m y 105,5 m respectivamente y el valor máximo de vector intensidad se encuentra sobre los 112 kW/m<sup>2</sup> y 199 kW/m<sup>2</sup> respectivamente, constituyendo estas unidades las posibles líneas de propagación del accidente en dichas áreas.



**Figura 3.15: Unidad de proceso vs Distancia vs Sobrepresión en el área 1.**

Al analizar la figura 3.15 se aprecia que en el tanque 17 el vector sobrepresión alcanza grandes longitudes siendo capaz de sobrepasar los umbrales establecidos, donde a distancias de 380, 439 y 643 metros obtiene valores de sobrepresión de 43,85 kPa, 22 kPa y 7 kPa respectivamente, los cuales determinan la posibilidad de daño máximo y a la propiedad, así como el escalado en los equipos atmosféricos, siendo así este tanque el más peligroso en el área 1 una vez que se produzca una explosión ya que la energía potencial que origina su onda expansiva es capaz de generar nuevos escenarios de accidentes (charcos de fuegos, nuevas nubes de vapor). En el anexo 33 se destaca el tanque 18 con una gran potencialidad de escalado donde el máximo daño se produce a una distancia de 227 m para un valor de 43,85 kPa, el escalado sobre equipos atmosféricos se efectúa a una distancia de 235,9 m y el daño a la propiedad se alcanza a unos 300 m.

Se analiza el tiempo de falla y la probabilidad de escalado en los tanques más significativos a desarrollar un accidente primario charco de fuego, dicho análisis se muestra en el anexo 34 en el cual se observa que para los tanques 17 y 22 con respecto a los tanques 16 y 23 el tiempo de falla es casi seis veces menor que el tiempo del accidente indicando así que este tiempo es suficiente para que estos tanques fallen en función de su volumen e intensidad de radiaciones recibidas y que ocurra el escenario charco de fuego según Sharma *et al.* (2018), además poseen una elevada probabilidad de escalado. Lo mismo sucede con los tanques 18, 20 y 30 con respecto a los tanques 20, 21 y 38 los cuales presentan altos valores de probabilidad de escalado según lo reportado por la literatura especializada, y el

tiempo de falla es considerablemente menor que el tiempo del accidente. Se evidencia que los tanques que presentan mayores valores de intensidad están asociados a los que presentan menores valores de tiempo de falla. De ahí que dichos tanques son los más probables a detonar la propagación del efecto dominó coincidiendo con los resultados obtenidos anteriormente.

Luego de analizar los valores de los vectores de escalado así como los resultados de probabilidad y las distancias a las que se alcanzan los umbrales establecidos, se seleccionan las unidades tanque 17, 18 y 30 como los posibles equipos a desarrollar accidentes primarios en las tres áreas analizadas, pues son los más susceptibles a provocar el escalado a partir de la ocurrencia de un charco de fuego o la explosión de una nube de vapor y de producir efecto dominó.

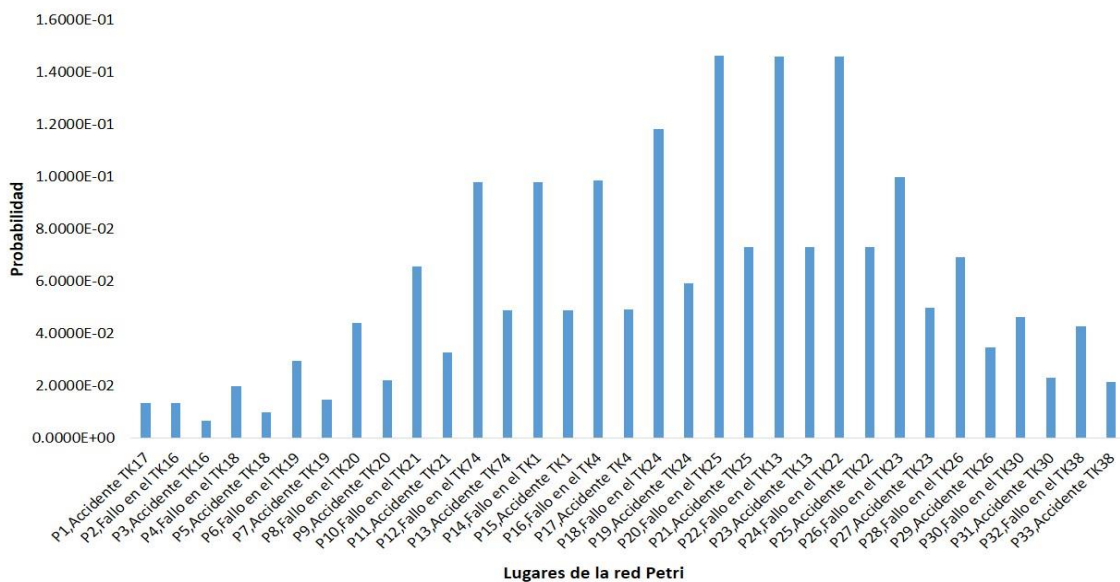
### **3.6 Resultados y análisis de la red Petri desarrollada para la cuantificación de la probabilidad de accidentes (Etapa 7)**

Las redes Petri constituyen una de las herramientas más modernas y confiables en la evaluación de los peligros industriales (Baldan *et al.*, 2015). En el marco de esta investigación, se emplean para cuantificar la probabilidad de accidentes debido a una explosión de nube de vapor iniciadora del efecto dominó en el tanque 17 como unidad primaria. A diferencia de las Bayesianas consideran que el escalado de un accidente primario afecta primeramente al equipo expuesto, provocando la disminución de la resistencia mecánica del material y ocasionando su fallo, para luego producir un nuevo accidente en dicha unidad (Zhang *et al.*, 2017; Zhou y Reniers, 2017).

Para la confección de la red se considera la ocurrencia de una explosión de nube de vapor en el tanque 17 cuyo vector de escalado provocará fallos en los equipos circundantes, dicha probabilidad de fallo se toma como 0,5 según el estudio desarrollado por Zhou y Reniers (2017). La red Petri permite cuantificar el efecto de propagación y la posible interacción y sinergismo entre las unidades de proceso del área. Para ello, se analiza que dentro del área existen siete unidades de proceso que pueden generar explosiones de nubes de vapor y por ende contribuir al escalado por dicho vector (unidades TK17, TK16, TK18, TK19, TK20, TK21 y TK74).

En el resto de las unidades de proceso se puede generar otro tipo de escenarios como charcos de fuego o BLEVE más bola de fuego. La arquitectura de la distribución de lugares y transiciones para la red Petri probabilística desarrollada se muestra en el anexo 35.

Para la red Petri desarrollada se obtuvo un total de 33 lugares y 107 transiciones con sus correspondientes significados físicos. Para determinar la frecuencia inicial del evento iniciador (explosión de nube de vapor en el tanque 17) se utilizó el valor de 0,0135 resultante de la aplicación de las metodologías anteriormente expuestas. De la misma forma para el desarrollo de la red se consideran los valores umbrales por sobrepresión establecidos por Reniers y Cozzani (2013). Los niveles de sobrepresión generados son tan elevados que de ocurrir una explosión de nube de vapor en cualquiera de las unidades que pueden generarla se afectan la totalidad del resto de las unidades de proceso. Debido a esto la arquitectura de la red demanda un gran número de transiciones para una adecuada representación del posible efecto dominó que puede ocurrir. Una red Petri similar fue desarrollada en el estudio de Dueñas, Orozco, Febles *et al.* (2021) pero en esa investigación se consideró un área de menor extensión. En la figura 3.16 se ilustran los resultados obtenidos del desarrollo de la red Petri probabilística.



**Figura 3.16: Resultados de la probabilidad de falla y accidente de la red Petri desarrollada**

Se aprecia que los mayores valores de probabilidad de accidente son los correspondientes a los tanques 25, 13 y 22 con un valor de 0,0731 y el tanque 24 con un valor de 0.0591. Esto se debe a que sobre estas unidades de proceso se ejerce el efecto sinérgico y la influencia de varias explosiones en los tanques que puedan generarla. Le sigue los tanques 74, 1, 4 y 23 con valores cercanos a 0,0500. Las probabilidades de fallas para la mayoría de los casos representan el doble de la probabilidad de accidentes, ya que no siempre la falla del recipiente conlleva al desarrollo de un nuevo accidente. Estos resultados son elevados respecto a los reportados por la literatura especializada (Dueñas, Orozco, Febles *et al.*, 2021 y Zhou y Reniers, 2017).

Para determinar la probabilidad de accidente de ocurrir una VCE en el tanque 17, se actualiza una probabilidad inicial en el lugar p1 con un valor máximo de 100%. En función de esto, se cuantifican el resto de los valores probabilísticos que se muestran en el anexo 36.

Todos los valores probabilísticos tanto para falla como para accidente aumentan cuantitativamente de conocer que ocurre una VCE en el tanque 17, manteniendo la misma arquitectura de la red Petri. Esto se debe a que el efecto de propagación a través del vector de escalado sobrepresión ocurre en un breve período de tiempo y el sinergismo entre las diferentes explosiones que pueden generarse, hace altamente probable, no sólo la falla de los tanques, sino la detonación de nuevos accidentes dentro de la cadena de efecto dominó. Estos resultados son similares a los reportados por Dueñas, Orozco, Febles *et al.* (2021).

### **3.7 Resultados y análisis de las redes Bayesianas para la cuantificación de la probabilidad de efecto dominó (Etapa 8)**

Las redes Bayesianas permiten la cuantificación de la probabilidad conjunta de efecto dominó precisamente por su habilidad gráfica de modelar este fenómeno (Sharma y Rai, 2020; Zhang *et al.*, 2018). En esta investigación se desarrolla una red Bayesiana ordinaria con los valores de probabilidad de accidentes obtenidos de la red Petri probabilística con la única finalidad de determinar la probabilidad conjunta de efecto dominó para explosión. Luego se realiza la simulación de una

red Bayesiana dinámica con el objetivo de pronosticar la probabilidad de accidentes de incendio considerando la evolución en el tiempo, el sinergismo entre ellos y la probabilidad conjunta del efecto dominó por incendios.

### 3.7.1 Resultados de la red Bayesiana ordinaria desarrollada por explosión

En el anexo 37 se muestra la arquitectura de la red Bayesiana desarrollada con los valores obtenidos de la red Petri probabilística. Una vez desarrollada esta red Bayesiana ordinaria, se obtienen los valores de probabilidad conjunta del efecto dominó previa y posterior a ocurrir una VCE en el tanque 17. Estos valores se muestran en la tabla 3.3.

**Tabla 3.3: Probabilidad conjunta del efecto dominó previa y posterior a ocurrir una VCE en el tanque 17**

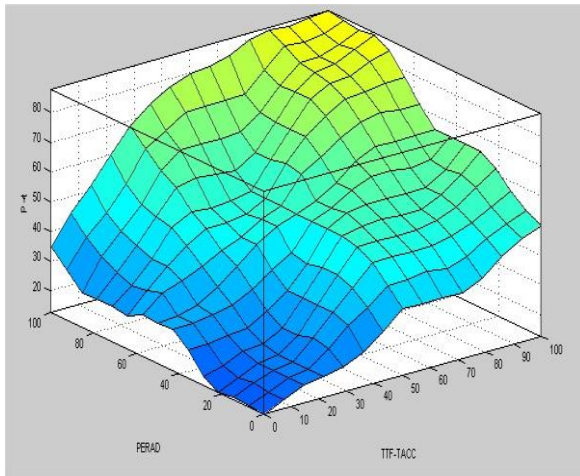
Efecto dominó	Probabilidad conjunta (%)
Con valores previos de probabilidades	0,65
Luego de ocurrir una VCE en el TK17	100

El valor de probabilidad previa que se obtiene es medio según lo reportado por la literatura especializada (Reniers y Cozzani, 2013); mientras que la probabilidad conjunta del efecto dominó para explosión de ocurrir una VCE en el tanque 17 es de 100%, valor máximo posible, debido precisamente al efecto de propagación intenso que genera la onda expansiva por sobrepresión. Este valor se considera elevado y concuerda con el obtenido por Dueñas, Orozco, Febles *et al.* (2021).

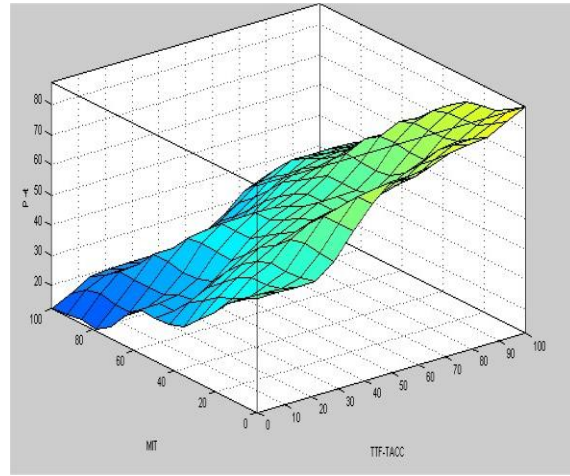
### 3.7.2 Resultados de la lógica *Fuzzy* para cuantificar la probabilidad de evolución en el tiempo en la red Bayesiana dinámica por incendio

Antes de confeccionar las redes Bayesianas dinámicas es indispensable la cuantificación de la probabilidad de evolución en el tiempo debido a incendios. Para ello se utiliza el criterio de expertos en función de tres factores fundamentales: la relación entre el tiempo de falla y el tiempo del accidente (TTF- TACC), la probabilidad de escalado por radiación térmica (PERAD) y los efectos de mitigación (MIT).

En las figuras 3.17a y 3.17b se muestran las superficies de respuesta para determinar la probabilidad de evolución en el tiempo (PDT).



**Figura 3.17a: Relación entre el tiempo de accidente y el tiempo de falla vs la probabilidad de escalado**



**Figura 3.17b: Relación entre el tiempo de accidente y el tiempo de falla vs acciones de mitigación**

Estas figuras evidencian el carácter directo del TTF- TACC y el PERAD con respecto al PDT, lo cual indica que si aumenta el tiempo de accidente y el tiempo de falla o la probabilidad de escalado se obtiene una mayor probabilidad de evolución en el tiempo, caso contrario ocurre si aumentan las acciones de mitigación. Los resultados respecto a los valores de probabilidad de evolución en el tiempo obtenidos se muestran en la tabla 3.4.

**Tabla 3.4: Resultados relacionados a la probabilidad de evolución en el tiempo en el área analizada**

U/P primaria	U/P afectada	TACC/TTF	TTF-TACC	PERAD	MIT	PDT
TK17-1	TK16	5,52	100,00	43,64	50	65,00
TK16-1	A2	2,18	100,00	3,07	50	51,00
A3-1(TK30)	A1	3,90	100,00	21,19	50	61,90
A1-1(TK13)	A2	1,65	88,10	0,87	50	45,50
A2-2(TK18)	A1(TK13)	0,87	33,50	0,02	50	23,20
A2(TK20)	A2-1	6,92	100,00	60,26	50	74,00

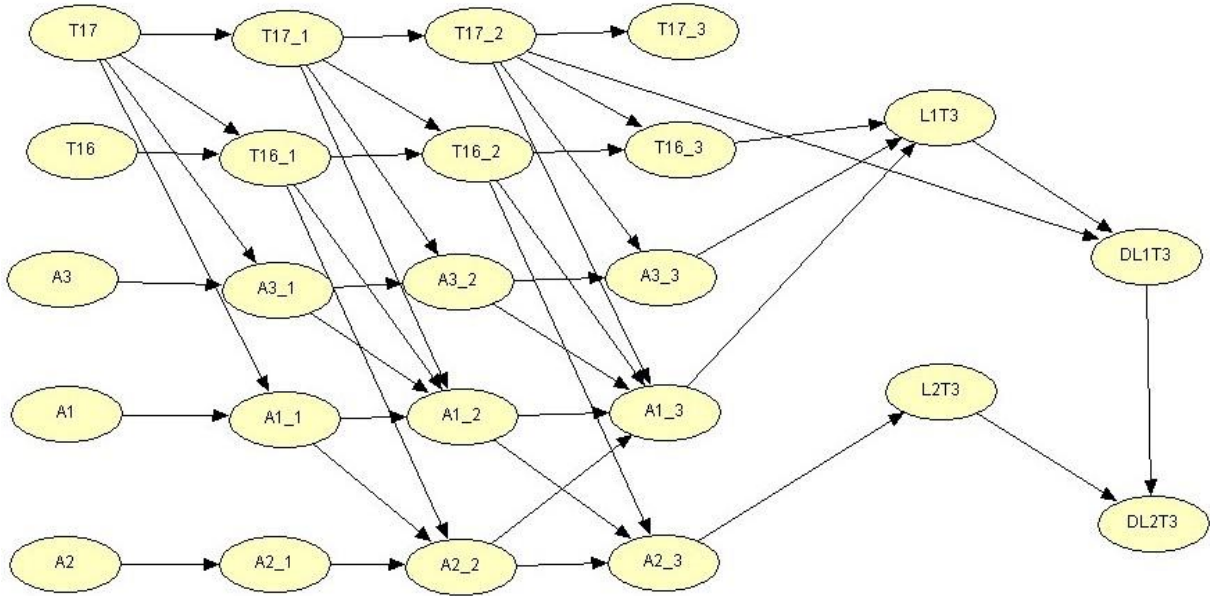
En la tabla 3.4 se muestra que el mayor valor de probabilidad de evolución en el tiempo es de un 74,00% y corresponde para la evolución de los posibles incendios en el área 2 donde se sitúan los tanques de almacenamiento de gasolina de aviación. Esto se debe a que existen valores de probabilidad de escalado por radiación térmica superiores respecto a otras áreas por su cercanía a las mismas. En segundo lugar se encuentra la probabilidad de evolución en el tiempo para el tanque 17. Esta unidad de proceso es clave para el inicio de la cadena de eventos debido a los altos valores de radiación que puede llegar a generar una vez que ocurra un charco de fuego en la misma. Por esa razón y debido a su posición centralizada en el área se toma como unidad primaria en la evolución del efecto dominó por incendios. En cuanto a los valores del factor TTF-TACC, para la mayoría de los casos se obtiene el máximo valor probabilístico posible lo cual implica que con las medidas de seguridad que se tienen en estos momentos no es posible detener la evolución del efecto dominó ya que los tiempos de falla son significativamente menores que los tiempos del accidente. Para todas las unidades se toma un valor medio de seguridad industrial de ahí que el factor de mitigación sea de un 50%.

### **3.7.3 Resultados de la red Bayesiana dinámica desarrollada por incendio**

Las redes Bayesianas dinámicas permiten modelar sistemas dinámicamente y cuantificar la probabilidad de accidentes teniendo en cuenta la posible evolución en el tiempo y el sinergismo entre los posibles escenarios (Zeng *et al.*, 2019; Hu *et al.*, 2017 y Molina *et al.*, 2013). En esta investigación se realiza para pronosticar la probabilidad de accidentes de incendio y la probabilidad conjunta de este escenario, los resultados obtenidos se analizan en el siguiente epígrafe.

En la figura 3.18 se muestra la arquitectura de la red Bayesiana dinámica a partir de un accidente primario de charco de fuego en el tanque 17. Los resultados obtenidos de la misma se muestran en el anexo 38.



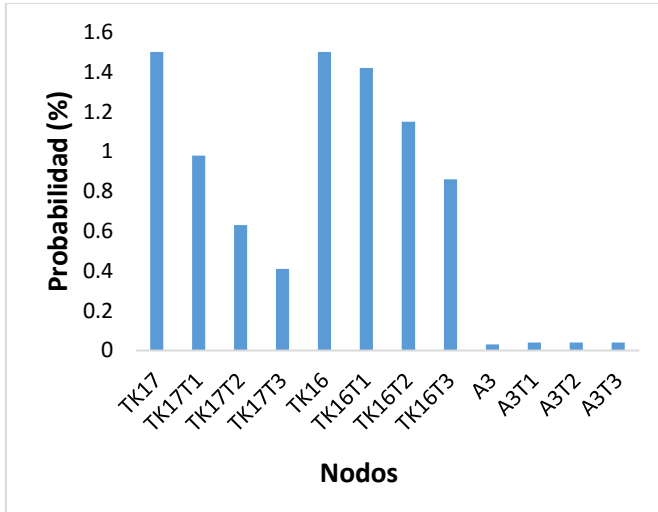


**Figura 3.18: Arquitectura de la red Bayesiana dinámica desarrollada a partir de un accidente primario de charco de fuego en el tanque 17**

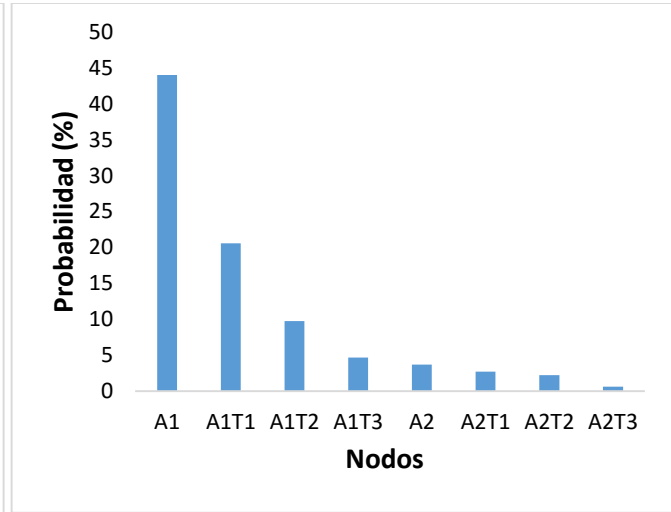
Como se muestra en la figura 3.18 se desarrolla la arquitectura considerando tres intervalos de tiempo fundamentales, por esa razón cada unidad de proceso tiene su réplica para  $t_1$ ,  $t_2$  y  $t_3$ . Además fue necesario agrupar los tanques en áreas por su cercanía: el área 1 (A1) contiene los tanques de almacenamiento de diésel y turbocombustible (TK24, TK25, TK26, TK23, TK22, TK13) y se toma como representativo de esta área el tanque 26 (por su cercanía con el TK17), el área 2 (A2) que contiene los tanques que almacenan gasolina de aviación (TK20, TK21, TK18, TK74, TK19) siendo el representativo el tanque 18 por su mayor volumen y su cercanía al resto de las áreas, mientras que el área 3 (A3) contiene tanques que almacena *fuel oil* y diésel (TK30, TK38, TK1, TK4) siendo el tanque 1 el representativo. Se toma como suceso iniciador un charco de fuego en el tanque 17, como evento secundario se toma el charco de fuego en el tanque 16, el área 1 y área 3 (con sus unidades representativas) y como suceso terciario se toma el charco de fuego en el área 2 cuya unidad representativa es el tanque 18.

En las figuras 3.19a y 3.19b se muestran los valores de probabilidad previa para la ocurrencia de incendios correspondientes a la simulación de la red bayesianas

dinámicas. Para el desarrollo de esta red fue necesario desarrollar previamente cinco redes: tres ordinarias (para la interacción de los eventos entre una misma área) y dos dinámicas (para la evolución en los tiempos  $t_1$ ,  $t_2$ ).



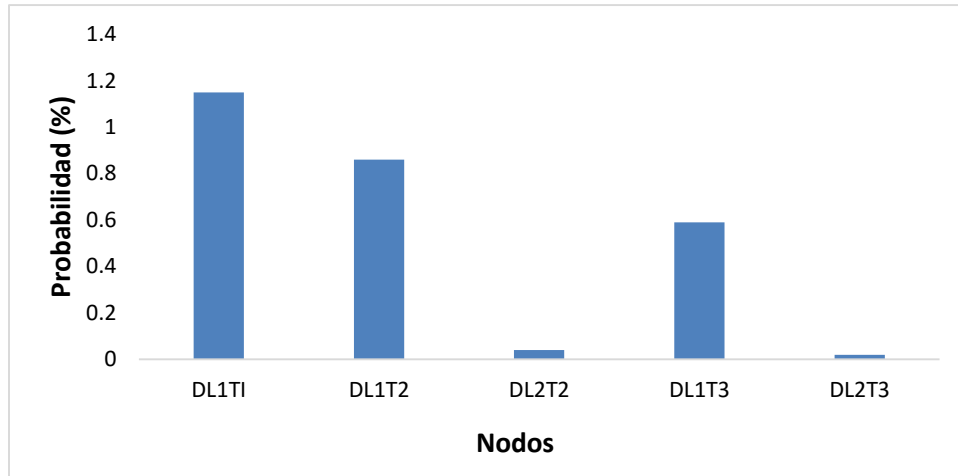
**Figura 3.19a: Probabilidades de accidente para cada uno de los nodos del TK17, TK16 y A3**



**Figura 3.19b: Probabilidades de accidente para cada uno de los nodos del A1 y A2**

Los mayores valores de probabilidad corresponden a las áreas A1 y A2 con valores cercanos al 45 y 4% respectivamente. Estos valores son elevados acorde a lo planteado en la literatura especializada por Reniers y Cozzani (2013) y Dueñas, Orozco, Furka *et al.* (2021). Esto se debe a que sobre estas áreas se ejerce mayor influencia del sinergismo producto a la radiación térmica generada en estos charcos de fuego. Luego, para los tanques 17 y 16 se obtienen valores similares con un tope de 1,50%, valores reportados como medios; mientras que para el área A3 valores bajos de 0,04% debido a que esta área se encuentra a mayor distancia del resto de las áreas y por ende, recibe menos efecto sinérgico producto a la radiación térmica. En la generalidad de los casos, a medida que transcurre el tiempo disminuye la probabilidad de accidente de charco de fuego debido a las acciones de mitigación posibles que se pueden desarrollar en ese lapso.

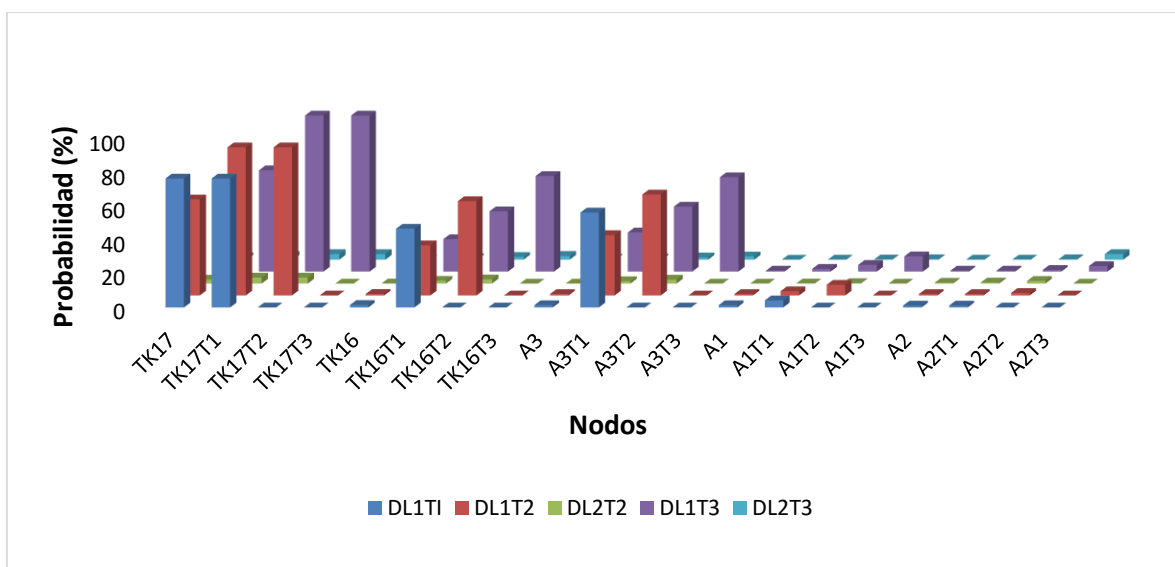
En la figura 3.20 se muestran los valores de probabilidad de los nodos auxiliares  $DL_i$ , necesarios para la cuantificación de la probabilidad de efecto dominó de los diferentes niveles.



**Figura 3.20: Probabilidades de accidente para los nodos auxiliares  $DL_i$**

Para  $t_1$  solo existe efecto dominó al primer nivel de escalado ( $DL_{1t_1}$ ) con un valor de 1,15%, valor medio acorde a los expertos (Reniers y Cozzani, 2013). Para  $t_2$  y  $t_3$  el efecto dominó se extiende hasta el segundo nivel de escalado, aunque para este nivel la probabilidad es mucho menor que para el primero. La probabilidad conjunta es de 0,90 y 0,61% para  $t_2$  y  $t_3$  respectivamente. Se muestra de forma consistente una disminución de la probabilidad de efecto dominó en el tiempo debido a las acciones de mitigación que se puedan desarrollar.

En la figura 3.21 se muestra la probabilidad del efecto dominó a diferentes niveles de ocurrir un accidente en cada una de las unidades de procesos analizadas.



**Figura 3.21: Probabilidades del efecto dominó al ocurrir un accidente para cada una de las unidades de proceso del área analizada**

Para el caso de las unidades conformadas por los tanques 17, 16 y el área A3 se obtienen valores altos de probabilidad de efecto dominó según los reportados por la literatura especializada (Reniers y Cozzani, 2013; Dueñas, Orozco, Febles *et al.*, 2021). El valor de probabilidad conjunta para la ocurrencia de un charco de fuego en el tanque 17 es de 76,74% que representa un potencial elevado de efecto dominó por radiación térmica. Este valor es necesario para determinar el indicador APF.

### 3.8 Resultados de la aplicación del índice FEEL en la cuantificación de las pérdidas económicas (Etapas 9-10)

Finalmente, luego de tener todos los elementos para determinar los nuevos indicadores, se pasa a la cuantificación de las pérdidas económicas totales y al índice FEEL propuesto en el marco de esta investigación. En este epígrafe se muestran dichos resultados, así como la validación del nuevo índice en base a la comparación del mismo con los resultados del índice DOW de incendio y explosión. En el anexo 39 se muestran los resultados obtenidos de la aplicación del índice FEEL.

En la tabla 3.5 se muestran los resultados obtenidos para la cuantificación del indicador DAF.

**Tabla 3.5: Resultados obtenidos relacionados al indicador DAF**

U/P	A (m <sup>2</sup> )	AR10 (m <sup>2</sup> )	AE7 (m <sup>2</sup> )	ADOW (m <sup>2</sup> )	DAF
TK-1	962	13267	0	394	14
TK-4	918	14950	0	394	16
TK-24	918	13267	0	394	14
TK-25	918	13267	0	394	14
TK-26	918	17663	0	394	19
TK-18	189	7850	463012	3171	2455
TK-19	82	4776	235739	2889	2886
TK-20	45	4776	253260	2620	5630
TK-21	85	3215	253260	2981	2983

TK-74	181	3215	79382	3075	438
TK-13	1046	15386	0	394	15
TK-22	918	13678	0	394	15
TK-23	918	13678	0	394	15
TK-16	408	10563	1376086	3366	3372
TK-17	380	16733	1823222	3366	4799
TK-30	918	53066	0	394	58
TK-38	918	18137	0	394	20

U/P es unidad de proceso;

A es el área ocupada por la unidad de proceso en metros cuadrados;

AR10 es el área (m<sup>2</sup>) que alcanza la radiación del charco de fuego superior a 10 kW/m<sup>2</sup>;

AE7 es el área (m<sup>2</sup>) que alcanza la radiación superior a 7 kPa;

ADOW es el área (m<sup>2</sup>) que determina el Índice de Incendio y Explosión de DOW;

DAF es el factor de área afectada.

Los mayores valores de DAF corresponden a aquellas unidades de proceso que pueden generar tanto un charco de fuego como una explosión de una nube de vapor, y cuyo alcance es suficiente para generar el escalado del accidente considerando el efecto dominó. Estas unidades son las que almacenan nafta y gasolina de aviación, sustancias de mayor inflamabilidad y volatilidad (Dueñas, Orozco, Furka *et al.*, 2021). El indicador DAF, cuantifica no solo la relación entre las áreas, sino que al ser estas determinadas a partir de los valores umbrales para el escalado tanto por radiación térmica como por sobrepresión; tiene en cuenta la posible evolución del efecto dominó. Además, incluye además el área propuesta en la guía original del F&EI de DOW. Este factor influye en el valor del área de afectación (siempre y cuando no se entre en el área de otra unidad de proceso previamente declarada) y en el índice FEEL.

En la tabla 3.6 se muestran los resultados relacionados a la cuantificación del factor APF, necesario para la aplicación de la nueva metodología propuesta.

**Tabla 3.6: Resultados obtenidos relacionados al indicador APF**

<b>U/P</b>	<b>FAP</b>	<b>EAP</b>	<b>FJP</b>	<b>EJP</b>	<b>APF</b>
TK-1	0,04	4,90	1,15	0,65	9,74
TK-4	0,04	4,93	1,15	0,65	9,74
TK-24	44,04	5,91	1,15	0,65	17,00
TK-25	44,04	7,31	1,15	0,65	18,30
TK-26	44,04	3,46	1,15	0,65	14,50
TK-18	3,70	0,99	1,15	0,65	10,60
TK-19	3,70	1,48	1,15	0,65	11,20
TK-20	3,70	2,20	1,15	0,65	12,40
TK-21	3,70	3,28	1,15	0,65	13,90
TK-74	3,70	4,90	1,15	0,65	14,60
TK-13	44,04	7,30	1,15	0,65	18,30
TK-22	44,04	7,30	1,15	0,65	18,30
TK-23	44,04	5,00	1,15	0,65	16,20
TK-16	1,50	0,66	1,15	0,65	10,40
TK-17	1,50	1,35	1,15	0,65	10,80
TK-30	0,04	2,32	1,15	0,65	9,49
TK-38	0,04	2,14	1,15	0,65	9,47

U/P es unidad de proceso;

FAP- Probabilidad del accidente por incendio;

EAP- Probabilidad del accidente por explosión;

FJP- Probabilidad conjunta del efecto dominó por incendio;

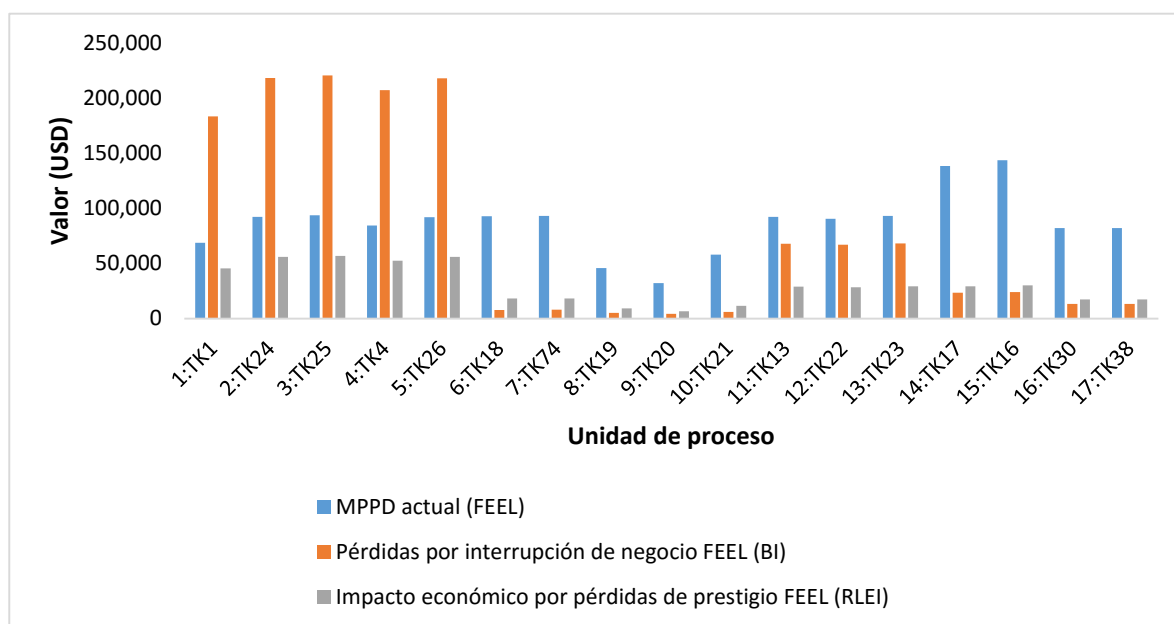
EJP- Probabilidad conjunta del efecto dominó por explosión;

APF- Factor de la probabilidad de los accidentes.

Las redes Bayesianas y Petri permitieron cuantificar la probabilidad de accidentes por incendio y explosión, así como la probabilidad conjunta del efecto dominó producto al escalado de estos escenarios. Con dichos valores y usando el criterio de expertos, ponderado por lógica *Fuzzy* (epígrafe 3.2) se determina el valor del

APF. Los mayores valores están relacionados a las unidades de TK-25, TK-13 y TK-22 con un valor de 18,30%. Esto se debe a que sobre estas unidades se ejerce con mayor influencia el efecto sinérgico de los accidentes y de esta forma, presentan mayor probabilidad de ocurrir un accidente. Sin embargo, todos los valores son superiores a un 9%, lo cual representa un potencial de peligro elevado acorde a Reniers y Cozzani (2013) y Dueñas, Orozco, Furka *et al.* (2021). Este factor expresa en términos probabilísticos la ocurrencia real del accidente de incendio y explosión y su efecto dominó. Este factor influye en las máximas pérdidas probables actualizadas (MPPD actualizado FEEL) y en el índice FEEL.

Luego de determinar los indicadores DAF, APF y RLF; se determinan las pérdidas económicas correspondientes para la metodología propuesta del índice FEEL, dichas pérdidas se muestran en la figura 3.22.

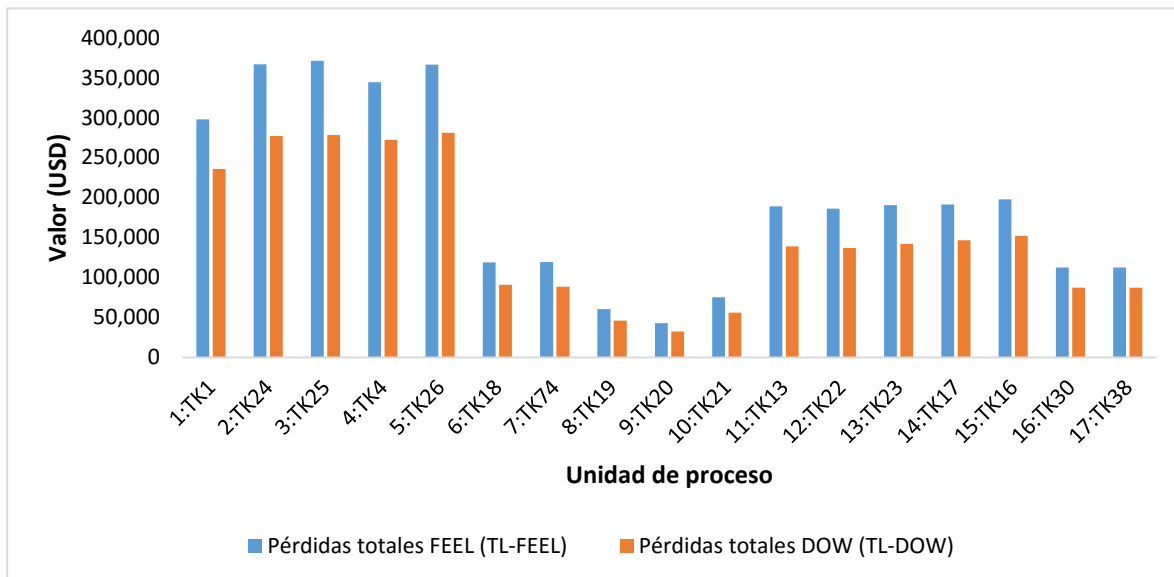


**Figura 3.22: Pérdidas económicas determinadas para la nueva metodología propuesta del índice FEEL**

El índice FEEL determina el valor de MPPD actual considerando el potencial desde el punto de vista probabilístico de que se pueda generar accidentes de incendio y explosión, así como el papel de cada una de las unidades de proceso dentro del efecto dominó. De las tres pérdidas contempladas, el MPPD actual predomina para la mayoría de las unidades de proceso, excepto para los tanques de

almacenamiento de diésel, debido a que el valor de la producción asociado a esta sustancia es mayor y, por ende, las pérdidas por paralización de la producción asociadas a estas unidades son mayores. El índice FEEL además introduce por primera vez la cuantificación de las pérdidas de prestigio, a través del indicador RLF. Las pérdidas de prestigio pueden alcanzar hasta los 50 000 USD en los tanques de almacenamiento de diésel. Estos valores son elevados acorde al estudio de Chen *et al.* (2019).

En la figura 3.23 se muestra una comparación de las pérdidas totales cuantificadas a partir de la aplicación del nuevo índice FEEL y del F&EI de DOW.



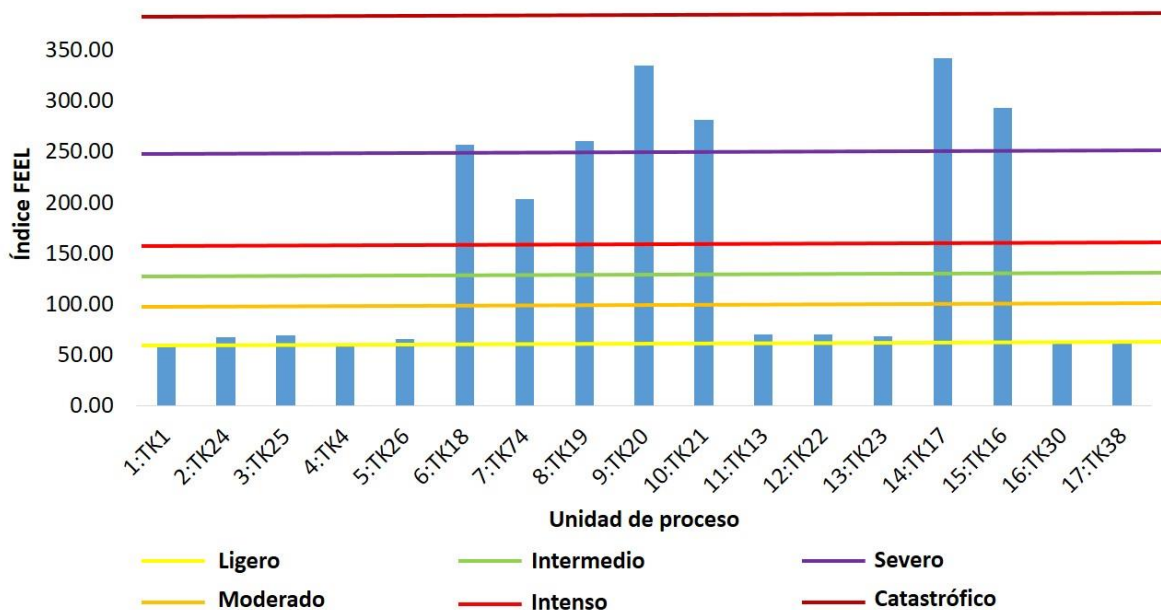
**.Figura 3.23: Pérdidas económicas totales determinadas para la nueva metodología propuesta del índice FEEL en comparación a las del F&EI de DOW**

Las pérdidas totales determinadas por el índice FEEL tienen en cuenta, además de las propuestas por el DOW, el impacto económico debido a las pérdidas de prestigio y la probabilidad de ocurrencia de accidentes de incendio y explosión y su posible escalado. Las mayores pérdidas totales están asociadas a los tanques de almacenamiento de diésel en primera instancia con valores que oscilan entre 297 000 y 367 000 USD por cada unidad de proceso. Luego, le siguen las unidades que procesan nafta con valores de alrededor 195 000 USD; las que almacenan turbocombustible con valores que oscilan entre 185 000 y 191 000 USD; y las que



contienen *fuel oil* y gasolina de aviación con valores que alcanzan hasta los 119 000 USD. Con respecto a las pérdidas determinadas por el índice DOW, para el índice FEEL se incrementan entre 1,2 y 1,4 veces para cada unidad de proceso. Esto permite validar los resultados obtenidos, ya que se conoce que el nuevo índice incluye más pérdidas posibles probables.

Luego de cuantificar el impacto económico total se determina el Índice FEEL para cada unidad de proceso. Dichos resultados se muestran en la figura 3.24.

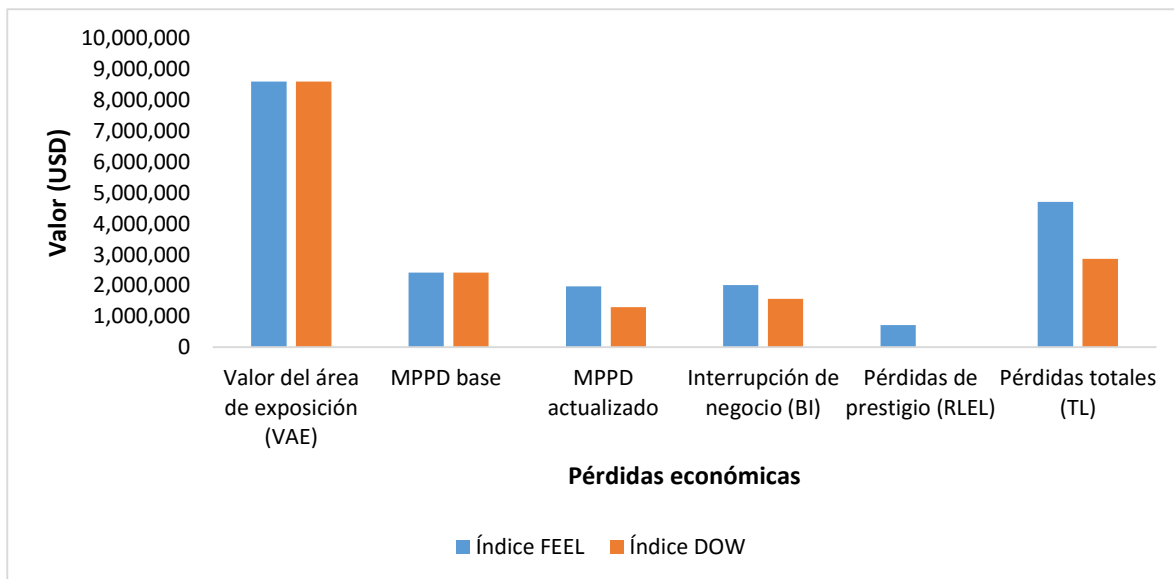


**Figura 3.24: Resultados del índice FEEL individual para cada unidad de proceso**

El índice FEEL individual incorpora una nueva categoría de peligrosidad (catastrófica) para aquellos valores superiores a 250. En esta más alta categoría se encuentran los tanques TK-18, TK-19, TK-20, TK-21, TK-17 y TK-16, que almacenan gasolina de aviación y nafta, sustancias de alta volatilidad e inflamabilidad, destacándose el tanque 17 con un valor de 342. En cuanto al DOW, estas unidades son consideradas de peligro intermedio (las que almacenan gasolina de aviación) e intenso (las que almacenan nafta). Sin embargo, es más creíble una categorización de catastróficas debido a que el efecto dominó en estas unidades puede propagarse por dos vectores de escalado, tanto radiación térmica como sobrepresión. Esta distinción no la tiene en cuenta el índice DOW. Estos valores

son consistentes con los obtenidos por Dueñas, Orozco, Febles *et al.* (2021). Con un potencial severo se encuentra el TK-74 de almacenamiento de gasolina de aviación, previamente categorizado como intermedio (AIChE, 1994). El resto de las unidades presentan un potencial de peligro moderado.

El índice FEEL, además, permite dar una categorización de peligrosidad y el impacto económico debido a accidentes de incendio y explosión al área estudiada, no solo a las unidades de proceso como lo hace el índice DOW. Para poder comparar el valor global de FEEL con un DOW posible global, se aplica la metodología del DOW al área como un todo y se toma el máximo valor reportado de DOW para una unidad de proceso en el área. Además, los indicadores globales APF y DAF son de 51,60% y 1339 (valor medio de DAF se considera el global del área). En la figura 3.25 se muestra una comparación de los resultados obtenidos de impacto económico del índice FEEL global con el DOW máximo posible en el área.

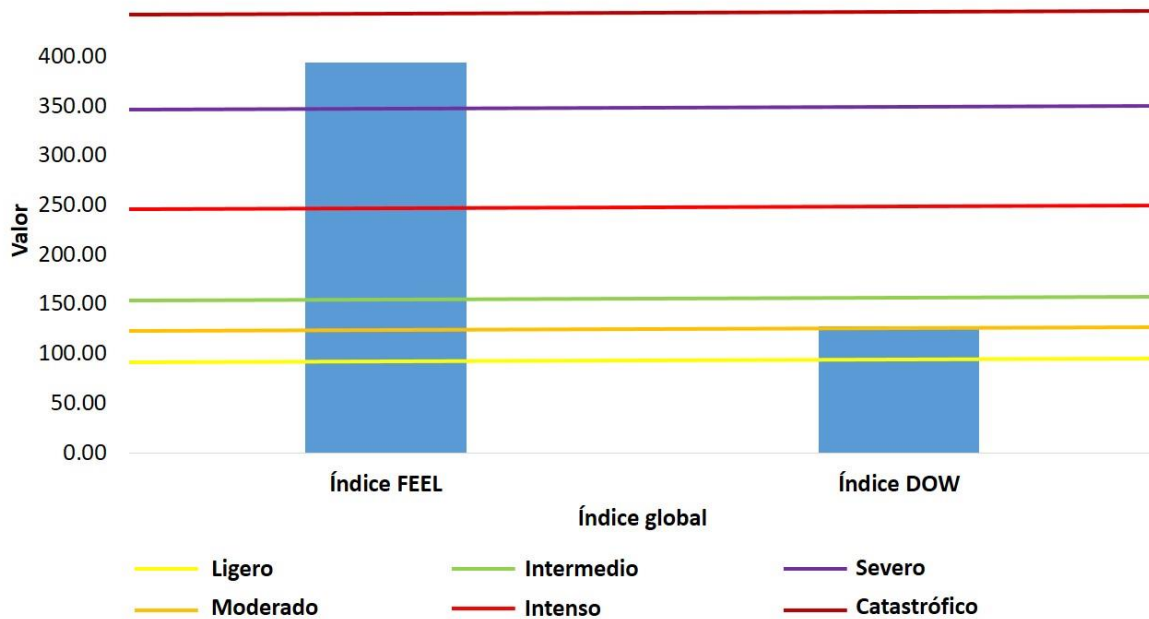


**Figura 3.25: Comparación del impacto económico global para el área analizada por el Índice FEEL y la obtenida por el DOW**

Para el valor del área de exposición, el MPPD base se obtienen valores superiores a 8 600 000 y 2 400 000 USD respectivamente. En este caso, por la delimitación de las unidades de proceso, no existen diferencias entre ambos índices. Luego, para el MPPD actualizado las pérdidas ascienden a más de 1 970 000 y 1 290 000 USD para los índices FEEL y DOW respectivamente. Para las MPPD actualizado sí existe

1,5 más pérdidas por el FEEL que por el DOW, debido a que el FEEL considera una visión probabilística de la ocurrencia de los accidentes y su efecto dominó. En cuanto a los días máximos probables perdidos para el FEEL son 32 días; mientras que para el DOW son de 25 días. Estos valores dependen del MPPD actualizado e influyen en las pérdidas por interrupción de la producción. Por esta razón dichas pérdidas ascienden a poco más de 2 009 000 USD y son 1,3 veces mayores que las determinadas por el índice DOW. El índice FEEL cuantifica el impacto económico debido a las pérdidas de prestigio que sufre la planta luego de un accidente de incendio y explosión. Este valor asciende a poco más de 700 000 USD. No existe semejanza en el DOW para establecer una comparación en cuanto a estas pérdidas; sin embargo, se observa que la misma es consistente por análisis histórico de accidentes y por el reporte presentado del efecto dominó ocurrido en Buncefield, 2005 (Buncefield Major Incident Investigation Board [BMIIB] ,2008). En cuanto a las pérdidas totales, el índice FEEL predice un valor que sobrepasa ligeramente los 4 700 000 USD, y son 1,64 veces mayores que las predichas por el índice DOW. Es válido aclarar que las pérdidas cuantificadas a partir del índice FEEL tienen una mayor aceptación en comparación con la literatura especializada (BMIIB, 2008; Cagno *et al.*, 2013; Squillante *et al.*, 2018).

Finalmente, luego de cuantificar el impacto económico total, se determina el índice FEEL global con la finalidad de emitir un criterio de peligrosidad del área analizada en cuanto a impacto económico se refiere. Para ello se toma, además, el máximo valor del índice DOW, denominado índice DOW global ficticio, ya que como tal el DOW no tiene un carácter global. Esta es una de las principales ventajas del índice FEEL, su capacidad de llevar a global el grado de peligrosidad de una planta en función de las pérdidas económicas que se pueden generar. Dichos resultados se muestran en la figura 3.26.



**Figura 3.26: Comparación del Índice FEEL global y el DOW global ficticio**

Para el caso del índice FEEL global se obtiene un valor de 394 lo cual implica un potencial de peligro catastrófico para el área analizada. Este valor es tres veces mayor que el índice DOW global ficticio, según este último la planta sería solo de peligro intermedio. Aquí se demuestra la incapacidad del índice DOW de expresar un potencial de peligro global para el área analizada; ya que, según los resultados obtenidos y su comparación con la literatura especializada, esta planta representa en sí misma, un potencial de peligro muy elevado (según la categorización global del FEEL, catastrófico) (BMIIB, 2008; Dueñas, Orozco, Febles *et al.*, 2021; Cagno *et al.*, 2013; Squillante *et al.*, 2018; Tang *et al.*, 2018; Liu *et al.*, 2009).

### 3.9 Conclusiones parciales

1. Según la categorización propuesta por F&EI de DOW las unidades de proceso de mayor índice son las correspondientes a los tanques 16 y 17 de almacenamiento de nafta con un valor de 128 representando un peligro intenso para el área analizada.
2. Según la Guía de DOW las mayores pérdidas totales, que considera el máximo daño probable a la propiedad y las pérdidas por paralización de la producción corresponden a los tanques de almacenamiento de diésel con

valores que oscilan entre 235 000 y 281 000 USD por cada unidad de proceso.

3. Los resultados obtenidos de las simulaciones en el *software* ALOHA evidencian que que el charco de fuego y la explosión de nube de vapor son los escenarios más propicios para la ocurrencia del efecto dominó y que el escenario BLEVE más bola de fuego es el que presenta mayor radio de afectación alcanzando distancias de hasta 3500 m.
4. A partir de la combinación del análisis histórico de accidentes con el árbol de eventos se obtuvo que la nafta es una de las sustancias con mayores frecuencias iniciales probabilísticas de provocar un charco de fuego y explosión de nube de vapor con valores de 0,0150 y 0,0135 respectivamente debido a su elevada volatilidad e inflamabilidad.
5. Los resultados de probabilidad de escalado y comparación con los umbrales establecidos destacan los tanques 17, 18 y 30 como las posibles unidades a desarrollar accidentes primarios en las tres áreas analizadas, pues son los más susceptibles a provocar el escalado a partir de la ocurrencia de un charco de fuego o la explosión de una nube de vapor.
6. A partir del desarrollo de la red Petri si se produce una VCE en el tanque 17 se obtuvo que los mayores valores de probabilidad de explosión de nube de vapor son los correspondientes a los tanques 25, 13 y 22 con un valor de 0,0731 debido al efecto sinérgico que se ejerce sobre los mismos.
7. El desarrollo de las redes Bayesianas ordinarias y dinámicas evidencian que el tanque 17 es la unidad más propensa a detonar la cadena de eventos dominó de todas las unidades de proceso con una probabilidad conjunta de 76,74 % para el escenario de incendio y de 100% para el escenario de explosión.
8. Las pérdidas de prestigio obtenidas por la aplicación del índice FEEL pueden alcanzar hasta los 50 000 USD en los tanques de almacenamiento de diésel

siendo el factor inversionista el mayor influyente en dichas pérdidas con un valor de peso final de 45,22%.

9. Las pérdidas totales determinadas por el índice FEEL están asociadas a los tanques de almacenamiento de diésel con valores que oscilan entre 297 000 y 367 000 USD incrementándose entre 1,2 y 1,4 veces para cada unidad de proceso con respecto a las pérdidas determinadas por el índice DOW.
10. Una vez cuantificado el impacto económico total se obtuvo que según la categorización propuesta por el índice FEEL individual las unidades de proceso de mayor índice son las correspondientes a los tanques que almacenan nafta y gasolina de aviación sobresaliendo el tanque 17 con un valor de 342 representando un peligro catastrófico para el área analizada.

## Conclusiones

1. La combinación acertada de técnicas de inteligencia artificial como las redes Bayesianas ordinarias y dinámicas, las redes Petri y la lógica *Fuzzy*, así como su integración con técnicas de análisis de riesgo clásicas permitió pronosticar a través del diseño de un nuevo índice que el impacto económico de accidentes relacionados a incendios y explosiones, así como su posible efecto dominó puede llegar a ser catastrófico.
2. Las distancias que alcanzan cada uno de los vectores radiación debido a charco de fuego, radiación debido a una bola de fuego y sobrepresión debido a una explosión de una nube de vapor en el tanque 17, pueden llegar hasta 151 m, 3,5 km y 646 m respectivamente causando daños considerables sobre las personas.
3. Las redes Bayesianas ordinarias y dinámicas evidencian que el tanque 17 es la unidad más propensa a detonar la cadena de eventos dominó de todas las unidades de proceso con una probabilidad conjunta de 76,74 % para el escenario de incendio y de 100% para el escenario de explosión.
4. Las pérdidas totales cuantificadas con la aplicación del índice FEEL oscilan entre 297 000 y 367 000 USD para cada unidad de proceso, incrementándose entre 1,2 y 1,4 veces para cada unidad de proceso con respecto a las del índice DOW, lo que evidencia un impacto económico más real y preciso al contemplar valores más certeros de ocurrencia de los accidentes y su efecto dominó y las pérdidas de prestigio.
5. Las pérdidas totales cuantificadas por el índice FEEL global predice un valor que sobrepasa ligeramente los 4 700 000 USD, y son 1,64 veces mayores que las predichas por el índice DOW, debido a que considera una visión probabilística de la ocurrencia de los accidentes y su efecto dominó y las pérdidas de prestigio.

## **Recomendaciones**

1. Aplicar la metodología propuesta a las otras áreas de la empresa, para cuantificar las pérdidas económicas debido a accidentes de incendio y explosión y su efecto dominó.
2. Considerar los resultados obtenidos para elevar la percepción del riesgo y proporcionar orientación para la prevención, mitigación y gestión de riesgos de accidentes dominó en la industria implementando barreras de seguridad.



## Bibliografía

- Abbasi, S.A., Abbasi, T., Pandey, S., Tauseef, S.M., y Vipin, K. (2018). Pool Fires in Chemical Process Industries: Occurrence, Mechanism, Management. *Journal of Failure Analysis and Prevention*. <http://doi/10.1007/s11668018-0517-2>.
- Abbasi, T. y Abbasi, S. (2007). The boiling liquid expanding vapour explosion (BLEVE): Mechanism, consequence assessment, management. *Journal of Hazardous Materials*, 141, 489-519. doi: 10.1016/j.jhazmat.2006.09.056.
- Abbasi, SA, Abbasi, T, Pompapathi, V, Taussef, 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.
- About Almansoor, A. (2008). *Planning of Petrochemical Industry under Environmental Risk and Safety Considerations*. (Tesis en opción al grado científico de Máster en Ciencias aplicadas en Ingeniería Química). Universidad de Waterloo, Ontario, Canadá.
- 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*.
- Ahmadi, O., Mortazavi, S.B., Mahabadi, H.A., y Pouri, M.H. (2020). Development of a dynamic quantitative risk assessment methodology using fuzzy DEMATEL-BN and leading indicators. *Process Safety and Environmental Protection*. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2020.04.038>

- 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.
- 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.
- Antonioni, G., Spadoni, G., Cozzani, V. (2009). Application of domino effect quantitative risk assessment to an extended industrial area. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. Vol. 22. No 5. p 614-624.
- 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>.
- Atkinson, G. (2017). Development of heavy vapour clouds in very low wind speeds. *Journal of Loss Prevention in the Process*, 48,162-172. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2017.04.011>.
- Atkinson, G., Coldrick, S., Gant, S. y Cusco, L. (2015). Flammable vapor cloud generation from overfilling tanks: Learning the lessons from Buncefield. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 35, 329-338. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2014.11.011>

- Baldan, P., Bocci, M., Brigolin, D., Cocco, N. y Simeoni, M. (2015). Petri nets for modelling and analyzing trophic networks. BioPPN 2015, a satellite event of Petri Nets, CEUR Workshop Proceedings. 1373.
- Barrera. M.C (2020). *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.* (Tesis presentada para optar el título de Ingeniero Químico). Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba
- Behesht, M.H., Dehghan, S.F., Hajizadeh, R., Jafari, S.M., y Koochpaei, A. (2018). Modelling the Consequences of Explosion, Fire and Gas Leakage in Domestic Cylinders Containing LPG. *Annals of Medical and Health Sciences Research*, 8, 83-88.
- 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* Version 3.2. National Institute of Public Health and the Environment (RIVM).
- Birk, A.M., Eyssette, R. y Heymes, F. (2019). Early moments of BLEVE: From vessel opening to liquid flashing release. *Process Safety and Environmental Protection*, 132, 69-35-46. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.09.028>.
- Birk, A.M., Heymes, F., Eyssette, R., Lauret, P., Aprin, L., y Slangen, P. (2018). Near-field BLEVE overpressure effects: the shock start model. *Process*

*Safety and Environment Protection.*  
<https://doi.org/10.1016/j.psep.2018.04.003>

Budd, C.J., y Ugwu, U.O. (2018). Modelling the view factor of a "grain-like" observer near a tilted pool fire via planar approximation approach. *Applied Mathematical Modelling.* <https://doi.org/10.1016/j.apm.2018.07.037>

Cagno, E., Micheli, G. J. L., Masi, D. y Jacinto, C. (2013). Economic evaluation of OSH and its way to SMEs: A constructive review. *Safety Science*, 53, 134-152. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ssci.2012.08.016>

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., Montiel, H., Planas, E., y Vilchez, J. (2002). *Análisis del riesgo en instalaciones industriales.* Barcelona: Ediciones UPC.

Celano, F., y Dol sek, M. (2020). Fatality risk estimation for industrialized urban areas considering multi-hazard domino effects triggered by earthquakes. *Reliability Engineering and System Safety.* <https://doi.org/10.1016/j.ress.2020.107287>

Chamberlain, G., Oran, E.y Pekalskic, A. (2019). Detonations in industrial vapour cloud explosions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 62, 1-8. Recuperado de: <https://doi.org/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. y Xiongjun, Y. (2012). Study on ignition probability of flammable materials after leakage accidents. *Procedia Engineering*, 45, 435-441. doi: 10.1016/j.proeng.2012.08.182
- Chen, X., Wu, Z., Chen, W., Kang, R., He, X. y Miaod, Y. (2019). Selection of key indicators for reputation loss in oil and gas pipeline failure event. *Engineering Failure Analysis*, 99, 69-84. <https://doi.org/10.1016/j.engfailanal.2019.01.071>
- Costa. E. (2019). *Evaluación del impacto económico de posibles accidentes provocados por incendio y explosión en la División Territorial Comercialización de Combustibles de Matanzas*. (Tesis presentada para optar el título de Ingeniero Químico). Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba
- Cozzani, V., Antonioni, G., Khakzad, N., Khan, F., Taveau, J. y Reniers, G. (2013). Quantitative Assessment of Risk Caused by Domino Accidents. Domino Effects in the Process Industries, 208-228. Recuperado de: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-444-54323-3.00010-5>.
- Cozzani, V., Gubinelli, G., Antonioni, G., Spadoni, G., y Zanelli, S. (2005). The assessment of risk caused by domino effect in quantitative area risk analysis. *Journal of Hazardous Materials*. 127, 14–30. DOI:10.1016/j.jhazmat.2005.07.003.

- Cozzani, V., Gubinelli, G., y Salzano, E. (2006). Escalation thresholds in the assessment of domino accidental events. *Journal of Hazardous Materials*, 129, 1–21.
- Cui, Y., Quddus, N. y Mashuga, Ch. V. (2020). Bayesian network and game theory risk assessment model for third-party damage to oil and gas pipelines. *Process Safety and Environmental Protection*, 134, 178-188. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.11.038>.
- Darbra, R.M., Palacios, A., y Casal, J. (2010). Domino effect in chemical accident: main characteristics and accident sequences. *Journal of hazardous materials*, 183, 565–573.
- Delvosalle, C. (1996). Domino effects phenomena: definition overview and classification. *In: Proc. European Seminar on Domino Effects*, Leuven, Belgium.
- Delvosalle, C., Fievez, C., Brohez, S. (1998). Domino effects phenomena: definition, overview and classification. *European Seminar on Domino Effects*. Ed. Direction Chemical Risks. Federal Ministry of Employment. Bruselas. p 5-15.
- 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., y Tepic, G. (2019). Identification of fragmentation mechanism and risk analysis due to explosion of cylindrical tank. *Journal of Hazardous Materials*, 362, 17-35. doi: <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, J.A., González, A., Orozco, J.L, Cuba, Y., Febles, D., y Serrano, J. (2020). How to Determine Individual Risk Due to Toxic, Fire, and Explosion Accidents in a Hydrocarbon Processing Area? *International Journal of Petroleum Technology*. DOI: <https://doi.org/10.15377/2409-787X.2020.07.6>

Dueñas, J.A., Orozco, J.L, Febles, D., Furka, D., Furka, S., y García, A. (2021). Using integrated Bayesian-Petri Net method for individual impact assessment of domino effect accidents. *Journal of Cleaner Production*. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2021.126236>

Dueñas, J.A., Orozco, J.L, Furka, D., Furka, S., Boza, Y.C., Febles, D., González, A., y Barrera, M.C.. (2021). A new Fuzzy- Bayesian approach for the determination of failure probability due to thermal radiation in domino effect accidents. *Engineering Failure Analysis*, 120. <https://doi.org/10.1016/j.engfailanal.2020.105106>

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

Eckhoff Rolf, K. (2014). Boiling liquid expanding vapour explosions (BLEVEs): A brief review. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 32, 30-43. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2014.06.008>.

Fabbri, L Binda, M Bruinen de Bruin, Y. (2017). *Accident Damage Analysis Module (ADAM) – Technical Guidance*, EUR 28732 EN, 2017, ISBN 978-92-79-71879-3, doi: 10.2760/719457.

Ferrero, F. (2006). *Incendios de Hidrocarburos: estudio de la formación y evolución del Boilover de Capa Fina*. (Tesis en opción al grado científico de Doctor). Universidad Politécnica de Catalunya, Barcelona.

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>.

Goerlandt, Floris; Khakzad, Nima; Reniers, Genserik. (2017). Validity and validation of safety related quantitative risk analysis: A review. *Safety Science*. [en línea]. Volume 99. Pages 127-139. [citado 31 enero 2018]. [www.elsevier.com/locate/ssci](http://www.elsevier.com/locate/ssci). DOI: 10.1016/j.ssci.2016.08.023.

Gómez Mares, M. (2009). *Estudio experimental y modelización matemática de dardos de fuego*. (Tesis en opción al grado científico de Doctor). Universidad Politécnica de Catalunya, Barcelona.



- Gorrens, B; De Clerck, W; De Jongh, K; Aerts, M. (2009). Domino effecten van en naar Seveso-inrichtingen. Rep. 07.0007. Flemish Ministry of Environment, Nature and Energy, Brussels (Belgium).
- Guo, X., Jie, J., Khan, F. y Ding, L. (2020). Fuzzy bayesian network based on an improved similarity aggregation method for risk assessment of storage tank accident. *Process Safety and Environmental Protection*. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2020.07.030>
- 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., Wood, M., y Struckl, M. (2017). Handbook of Scenarios for Assessing Major Chemical Accident Risks. *JRC Science Hub*, doi: 10.2760/884152.
- Health and Safety Executive. (2001). Public Report of the fire and explosion at the Conocophillips Humber Refinery on 16 april 2001.
- Hemmatian, B., Casal, J., Planas, E., Hemmatian, B. y Rashtchian, D. (2019). Prediction of BLEVE mechanical energy by implementation of artificial neural network. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1-31. Recuperado de: <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2019.104021>.
- Hemmatian, B., Casal, J., Planas, E., y Rashtchian, D. (2018). BLEVE: The case of water and a historical survey. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2018.12.001>

- Hemmatian, B., Planas, E., y Casal, J. (2015). Fire as a primary event of accident domino sequences: The case of BLEVE. *Reliability Engineering and System Safety*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ress.2015.03.021>
- HSE. (2016). Methods of approximation and determination of human vulnerability for offshore major accident hazard assessment. Health and Safety Executive.
- HSE. (2018). Annual Science Review. Helping Great Britain work we. Recuperado de: <http://www.hse.gov.uk/horizons/>.
- Hu, J., Zhang, L., Tian, W., y Zhou, S. (2017). DBN based failure prognosis method considering the response of protective layers for the complex industrial systems. *Engineering Failure Analysis*. doi: 10.1016/j.engfailanal.2017.04.015
- Huang, D., Chen, T., y Wang, M.-J.J. (2001). A fuzzy set approach for event tree analysis. *Fuzzy Sets and Systems*, 118, 153–165.
- Huang, Y. (2017). *Quantitative risk analysis for explosion safety of oil and gas facilities*. (Tesis en opción al grado científico de Doctor en Psicología). The University of Western Australia, Australia.
- Hugin. (2019). Gasvaerksvej 5. DK-9000 Aalborg. Denmark. Lite 8.7.
- ICI. (1985). Imperial Chemical Industries. The Mond Index. Second edition. ICI, Winnington.
- INSHT. (1995). Índices de riesgo de procesos químicos. INSHT, Barcelona
- Jensen, F.V. (2001). *Redes bayesianas y gráficos de decisión*, Springer.

- Jie, L., Reniers, G., Cozzani, V., y Faisal, K. (2017). A bibliometric analysis of peer-reviewed publications on domino effects in the process industry. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*.  
<https://doi.org/10.1016/j.jlp.2016.06.003>.
- Jones, R., Lehr, W., Simecek-Beatty, D. y Michael Reynolds, R. (2013). ALOHA (Areal Locations of Hazardous atmospheres) 5.4.4. Seattle, Washington. Department of Commerce national Oceanic and Atmospheric Administration (NOAA).
- Kabir, S., y Papadopoulos, Y. (2019). Applications of Bayesian networks and Petri nets in safety, reliability, and risk assessments: A review. *Safety Science*.  
<https://doi.org/10.1016/j.ssci.2019.02.009>
- Kadri, F., Chatelet, E. y Lallement, P. (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*, (2), 66-76. Recuperado de: <http://www.agence-nationale-recherche.fr>
- Kadri, F., y Chatelet, E. (2014). Domino Effect Analysis and Assessment of Industrial Sites: A Review of Methodologies and Software Tools. *International Journal of Computers and Distributed Systems*, 2 (3), 1-10. hal-01026495
- Kamil, M.Z., Taleb-Berrouane, M., Khan, F., y Ahmed, S. (2019). Dynamic Domino Effect Risk Assessment Using Petri-nets. *Process Safety and Environmental Protection*. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.02.019>

- Kannan, P., Kotu, S.P., Pasma, H., Vaddiraju, S., Jayaraman, A., y Mannan, M.S. (2020). A systems-based approach for modeling of microbiologically influenced corrosion implemented using static and dynamic Bayesian networks. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2020.104108>
- Khakzad N., Khan, F., Amyotte, P., y Cozzani, V. (2014). Risk management of domino effects considering dynamic consequence analysis. *Risk Analysis*, 34(6). Doi:10.1111/risa.12158
- Khakzad, N. (2021). A Tutorial on Fire Domino Effect Modeling Using Bayesian Networks. *Modelling*, 2, 240-258. <https://doi.org/10.3390/modelling2020013>
- Khakzad, N., Amyotte, P., Cozzani, V., Reniers, G., y Pasma, H. (2018). How to address model uncertainty in the escalation of domino effects? *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 54, 49–56.
- Khakzad, N., Reniers, G., Abbasi, R., y Khan, F. (2016). Vulnerability analysis of process plants subject to domino effects. *Reliability Engineering and System Safety*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ress.2016.06.004>
- Khan, F.I., y Abbasi, S. (1998). Multivariate hazard identification and ranking system. *Process Safety Progress*, 17, 157–170. <https://doi.org/10.1002/prs.680170303>
- 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>.

- Kong, D., Liu, P., Zhang, J., Fan, M., y Tao, C. (2017). Small-scale experiment study on the characteristics of boilover. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2017.04.008>
- Kouk, H ; Siti, Z ; Ezutah, U. (2018). Integrating fuzzy expert system and scoring system for safety performance evaluation of offshore oil and gas platforms in Malaysia. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. Vol. 56 p 32-45. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2018.08.005>.
- Lacerda, B. y Lima, P. U. (2019). Petri net based multi-robot task coordination from temporal logic specifications. *Robotics and Autonomous Systems*, 122, 1-13. Recuperado de: <https://doi.org/10.1016/j.robot.2019.103289>
- Landucci, G., Necci, A., Antonioni, G., Argenti, F. y Cozzani, V. (2017). Risk assessment of mitigated domino scenarios in process facilities. *Reliability Engineering and System Safety*, 160, 37-53. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ress.2016.11.023>.
- Lauritzen, S.L., y Nilsson, D. (2001). Representar y resolver problemas de decisión con información limitada. *Management Science*, 47, 1235-1251.
- Lavasani, S.M.M., Wang, J., Yang, Z. y Finlay, J. (2012). Application of MADM in a fuzzy environment for selecting the best barrier for offshore wells. *Expert Systems with Applications*, 39, 2466–2478.
- Lees, F.P. (2012). Loss prevention in the process industries: Hazard identification, assessment and control, fourth edition. ED. Mannan S., Elsevier Butterworth-Heinemann.

- Leoni, L., Bahoo Toroody, A., De Carlo, F. y Paltrinieri, N. (2018). Developing a risk-based maintenance model for a Natural Gas Regulating and Metering Station using Bayesian Network. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1-23. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2018.11.003>
- Lisbona, D., Briggs, B. y Wardman, M. (2012). Comparative study of models used in the estimation of risk from flash fire events at major hazard installations. Crown Copyright. *Hazards XXIII*, 158.
- Lisi, R., Consolo, G., Maschio, G., y Milazzo, M.F. (2014). Estimation of the impact probability in domino effects due to the projection of fragments. *Process Safety and Environmental Protection*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2014.05.003>
- Liu, H., Hwang, S.-L. y Liu, T.-H. (2009). Economic assessment of human errors in manufacturing environment. *Safety Science*, 47, 170-182. <https://doi.org/10.1016/j.ssci.2008.04.006>
- Machado, R., y Roman, F. (2017). Effect of tank diameter on thermal behavior of gasoline and diesel storage tanks fires. *Journal of Hazardous Materials*. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jhazmat.2017.08.052>.
- Major Incident Investigation Board. (2008). *The Buncefield Incident 11 December 2005. The final report of the Major Incident Investigation Board*.
- Markowski, A. S., Mannan, M. S., Kotynia, A., Pawlak, H. (2011). Application of fuzzy logic to explosion risk assessment. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 780-790. doi:10.1016/j.jlp.2011.06.002

- Markowski, A. S., Siuta, D. (2014). Fuzzy logic approach to calculation of thermalhazard distances in process industries. *Process Safety and Environmental Protection*, 213, 90-924.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2014.02.005>.
- Márquez Suárez, O. (2016). Investigación de accidents explosivos por la liberación de sustancias peligrosas: uso potencial del modelo de ALOHA. *Revista del Ministerio Público*, (19), 427-460.
- Mashhadimoslem, H., Ghaemi, A., Palacios, A., y Behroozi, A.H. (2020). A new method for comparison thermal radiation on large-scale hydrogen and propane jet fire based on experimental and computational studies. *Fuel*.  
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.118864>
- Meteogalicia. (2011). *ALOHA v 5.4.1.2. y MARPLOT v 4.1.2. Manual de Usuario*. Versión 1. Actividad 4. Tarea 4.2.1. The Atlantic Regions' Coastal Pollution Response. ARCOPOL.
- Milliken, S. LI, Spoon, J., Greer, J.T. y Cliver, J.D. (2013). Flame resistant textiles for flash fires. *Milliken and Company, USA*, 18, 501-519.doi: 10.1533/9780857098931.4.501.
- Molina, J.L., Pulido-Velázquez, D., García-Aróstegui, J.L., y Pulido-Velázquez, M. (2013). Dynamic Bayesian networks as a decision support tool for assessing climate change impacts on highly stressed groundwater systems. *Journal of Hydrology*, 479, 113-129.

- Mukhim, E.D., Abbasi, T., Tauseef, S.M., y Abbasi, S.A. (2017). Domino effect in chemical process industries triggered by overpressure - formulation of equipment-specific probits. *Process Safety and Environmental Protection*.  
[http:// dx. doi.org/10.1016/j.psep.2017.01.004](http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2017.01.004)
- 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., Cozzani, V., Spadoni, G., y Khan, F. (2015). Assessment of domino effect: State of the art and research Needs. *Reliability Engineering and System Safety*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ress.2015.05.017>
- Necci, Amos (2015). Cascading events triggering industrial accidents: Quantitative Assessment of NaTech and Domino Scenarios. Bologna. 204 p. Tesis en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad de Bologna.
- Nima, Khakzad; Genserik, Reniers. (2015). Using graph theory to analyze the vulnerability of process plants in the context of cascading effects. *Reliability engineering and system safety*. [en línea]. ISSN 0951-8320. P 63-73 [citado 1 febrero 2018]. <http://hdl.handle.net/10067/1273350151162165141>. DOI: 10.1016/j.ress.2015.04.015.



- Nwabueze Dili, O. (2016). Liquid Hydrocarbon Storage Tank Fires – How Prepared is your Facility?. *Chemical Engineering Transactions*, 48, 1-6. doi: 0.3303/CET1648051
- Onisawa, T. (1988). An approach to human reliability in man-machine systems using error possibility. *Fuzzy Sets and Systems*, 27, 87–103.
- Orozco, J.L., Van Caneghem, J., Hens, L., González, L., Lugo R., Díaz, S. y 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>
- Palacios, A., y Rengel, B. (2020). Computational analysis of vertical and horizontal jet fires. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*.
- Palazzi, E., Caviglione, C., Reverberi, A.P., y Fabiano, B. (2017). A short-cut analytical model of hydrocarbon pool fire of different geometries, with enhanced view factor evaluation. *Process Safety and Environment Protection*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2017.08.021>
- Pang, L., y Zhang, Q. (2010). Influence of Vapor Cloud Shape on Temperature Field of Unconfined Vapor Cloud Explosion. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. Beijing Institute of Technology, Beijing 100081, China.
- Ping, P., Zhang, J., Kong, D., Xu, Z., y Yang, H. (2017). Experimental study of the flame geometrical characteristics of the crude oil boilover fire under cross airflow. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. doi:[10.1016 / j.jlp.2017.12.005](https://doi.org/10.1016/j.jlp.2017.12.005)

- Pinhasi, G.A., Ullmann, A., y Dayan, A. (2007). 1D plane numerical model for boiling liquid expanding vapor explosion (BLEVE). *International Journal of Heat and Mass Transfer*. doi:10.1016/j.ijheatmasstransfer.2007.03.016
- Poljanšek, K., Marin Ferrer, M., De Groeve, T., Clark, I. (2017). Science for disaster risk management 2017: knowing better and losing less. EUR 28034 EN, Publications Office of the European Union, Luxembourg. ISBN 978-92-79-60678-6, doi: 10.2788/688605, JRC102482.
- Post, J.G; Bottelberghs, P.H; Vijgen, L.J; Matthijssen, A.J.C.M. (2003). Instrument Domino Effecten. RIVM, Bilthoven (The Netherlands).
- Reche Motos, M.I. (2017). *Los Accidentes Graves en la Industria Química. Análisis de la Normativa Seveso y Nuevas Propuestas*. (Tesis en opción al grado científico de Doctor). Universidad de Murcia, Murcia.
- Rehman, A., Seay, J. y Badurdeen, F. (2018). Application of Bayesian Belief Network for the Analysis of Accident Data in the Bioenergy Manufacturing Sector. *Chemical engineering Transactions*, 65, 349-354. doi: 10.3303/CET1865059.
- Reniers, G. (2010). An external domino effects investment approach to improve cross-plant safety within chemical clusters. *Journal of Hazardous Materials*, 177, 167-174. doi: 10.1016/j.jhazmat.2009.12.013.
- Reniers, G., y Cozzani, V. (2013). *Domino Effects in the Process Industries. Modeling, Prevention and Managing*. Elsevier.
- Ropero, R.F., Aguilera, P. A, Fernández, A. y Rumí, R. (2014) Redes bayesianas: una herramienta probabilística en los modelos de distribución de especies.

*Ecosistemas Revista Científica de Ecología y Medio Ambiente*, 23(1), 54-60.

doi:10.7818/ECOS.2014.23-1.08.

Rostamabadi, A., Jahangiri, M., Zarei, E., Kamalinia, M., y Alimohammadlou, M. (2019). A novel Fuzzy Bayesian Network approach for safety analysis of process systems; an application of HFACS and SHIPP methodology. *Journal of Cleaner Production*. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118761>

S. Nasiri, M.R. Khosravani, K. Weinberg (2017). Fracture mechanics and mechanical fault detection by different methods of artificial intelligence. A review, *Engineering Failure Analysis*. <https://doi.org/10.1016/j.engfailanal.2017.07.011>.

Sellami, I. Manescau, B., Chetehouna, K., Izarra, Ch., Nait-Saida, R. y Zidani, F. (2018). BLEVE fireball modeling using Fire Dynamics Simulator (FDS) in an Algerian gas industry. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2018.02.010>.

Sengupta, A. (2007). *Industrial Hazard, Vulnerability and Risk Assessment for Landuse Planning: A Case Study Haldia Town, West Bengal, India*. India. (Tesis para optar por el grado de Máster en Ciencias en Geoinformación y Observación de la Tierra). Instituto Internacional de Ciencias de la Geoinformación y Observación de la Tierra e Instituto Indio de Teledetección (NRSA), India.

- Sharma, G., y Rai, R.N. (2020). Modeling and analysis of factors affecting repair effectiveness of repairable systems using Bayesian network. *Applied Soft Computing Journal*. <https://doi.org/10.1016/j.asoc.2020.106261>
- Sharma, Vaibhav; Nandan, Abhishek; Anwar, Nihal. (2018). Study and analysis of storage tank hazards and its mitigation measures using bow tie diagram. *Research and Reviews: Journal of Engineering and Technology*. Vol. 7. Marzo. e-ISSN: 2319-9873.
- Shebeko Yu, N. y Shebeko, A. Y. (2015). On the mechanism of a BLEVE occurrence due to fire engulfment of tanks with overheated liquids. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 36, 167-170. Recuperado de: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2015.06.006>.
- Silva, M. y Recalde, L. (2007). Redes de Petri continuas: Expresividad, análisis y control de una clase de sistemas lineales conmutados. *RIAI*, (3), 5-33. Recuperado de: <http://riai.isa.upv.es>.
- Simon, C., Mechri, W. y Capizzi, G. (2019). Assessment of Safety Integrity Level by simulation of Dynamic Bayesian Networks considering test duration. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1-32. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2018.11.002>
- Singh, M., y Markeset, T. (2009). A methodology for risk-based inspection planning of oil and gas pipes. *Engineering Failure Analysis*.

- Song, W y Wang, J. (2013). Fire and explosion index calculation method incorporating classified safety measura credits. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*.1128-1133.
- Squillante, R., Fo, D. J. S., Maruyama, N., Junqueira, F., Moscato, L. A., Nakamoto, F. Y., Miyagi, P. E. y Okamoto, J. (2018). Modeling accident scenarios from databases with missing data: A probabilistic approach for safety-related systems design. *Safety Science*, 104, 119-134.<https://doi.org/10.1016/j.ssci.2018.01.001>
- Swuste, P., Van Nunen, K., Reniers, G., y Khakzad, N. (2019). Domino effects in chemical factories and clusters: an historical perspective and discussion. *Process Safety and Environment Protection* <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.01.015>
- Tang, K. H. D., Dawal, S. Z. M. y Olugu, E. U. (2018). A review of the offshore oil and gas safety indices. *Safety Science*, 109, 334-352.<https://doi.org/10.1016/j.ssci.2018.06.018>
- Tao, Y., Lu, K., Chen, X., Mao, S., Ding, Y., y Zhao, Y. (2020). Experimental investigation on the temperature profile of large-scale RP-5 aviation kerosene pool fire in an open space. *Fuel*. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.116852>
- Tauseef, S., Abbasi, T., Pompapathi, V., y Abbasi, S. (2018). Case studies of 28 major accidents of fires/explosions in storage tank farms in the backdrop of available codes/standards/models for safely configuring such tank farms.

User's Manual ALOHA. (2007). The CAMEO software System. U.S. Environmental Protection Agency. National Oceanic and Atmospheric Administration.

Vallee, A., Bernuchon, E., y Hourtolou, D. (2002). MICADO: méthode pour l'identification et la caractérisation des effets dominos. Final report. French. Paris, France: Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques, Direction des Risques Accidentels; 2002 Report No. DRA-2002–25472.

Villa, V. y Cozzani, V. (2016). Application of Bayesian Networks to Quantitative Assessment of Safety Barriers' Performance in the Prevention of Major Accidents. *Chemical Engineering Transactions*, 53, 151-156. doi: 10.3303/CET1653026.

Villafañe Santander, D. (2013). *Estudio de la dispersión e incendio de nubes inflamables de gas (GNL y GLP)*. (Tesis en opción al grado científico de Doctor). Universidad Politécnica de Catalunya, Barcelona.

Wang, S., Yan, Z., Li, X., Li, G., Guo, H., y Wu, D. (2020). The venting explosion process of premixed fuel vapour and air in a half-open vessel: An analysis of the overpressure dynamic process and flame evolution behavior. *Fuel*. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.117385>

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

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

- Yazdi, M. (2019). A review paper to examine the validity of Bayesian network to build rational consensus in subjective probabilistic failure analysis. *International Journal of System Assurance Engineering and Management*, 1-8. doi: <https://doi.org/10.1007/s13198-01800757-7>.
- Yazdi, M., Kabir, S., y Walker, M. (2019). Uncertainty handling in fault tree based risk assessment: State of the art and future perspectives. *Process Safety and Environment Protection*. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.09.003>
- Zarei, E., Khakzad, N., Cozzani, V. y Reniers, G. (2018). Safety analysis of process systems using Fuzzy Bayesian Network (FBN). *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 57, 7–16. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2018.10.011>
- Zeng, T., Chen, G., Yang, Y., Chen, P., y Reniers, G. (2019). Developing an advanced dynamic risk analysis method for fire-related domino effects. *Process Safety and Environmental Protection*. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.11.029>
- Zhang, L., Landucci, G., Reniers, G., Khakzad, N. y Zhou, J. (2017). DAMS: A Model to Assess Domino Effects by Using Agent-Based Modeling and Simulation. *Risk Analysis*. doi: 10.1111/risa.12955.
- Zhang, L.B., Wu, S.N., Zheng, W.P., y Fan, J.C. (2018). A dynamic and quantitative risk assessment method with uncertainties for offshore managed pressure drilling phases. *Safety Science*. 104, 39-54
- Zhang, M., Zheng, F., Chen, F., Pan, W., y Mo, S. (2019). Propagation probability of domino effect based on analysis of accident chain in storage tank area.

*Journal of Loss Prevention in the Process Industries.*

<https://doi.org/10.1016/j.jlp.2019.103962>

Zhou, J., y Reniers, G. (2017). Petri-net based cascading effect analysis of vapor cloud explosions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries.*

<http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2017.04.017>

Zhou, K., Qin, X., Wang, Z., Pan, X. y Jiang, J. (2018). Generalization of the radiative fraction correlation for hydrogen and hydrocarbon jet fires in subsonic and chocked flow regimes. *Science Direct*, 43, 9870-9876. Recuperado de:

<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.03.201>



## Anexos

Anexo 1: Definiciones de efecto dominó de accidentes por diferentes autores.

Autor y año	Definición
Delvosalle (1996 )	Es la propagación de un accidente primario que conduce a eventos secundarios; este último es el mayor y extiende los daños del accidente primario.
Delvosalle <i>et al.</i> (1998)	Una cascada de accidentes (efecto dominó) en las cuales las consecuencias de un accidente previo se incrementan para los siguientes, tanto espacialmente, como temporariamente, conllevando a un accidente mayor.
Casal <i>et al.</i> (2002)	Concatenación de escenarios que propaga el accidente hacia diferentes zonas de una planta industrial e involucra cada vez más una mayor cantidad de producto, cosa que agrava de manera significativa el daño producido
Vallee <i>et al.</i> (2002)	Un fenómeno accidental que afecta a una o más instalaciones en un establecimiento que puede causar un fenómeno accidental en un establecimiento adyacente, lo que lleva a un aumento general de las consecuencias.
Post <i>et al.</i> (2003)	Un accidente grave en una llamada empresa expuesta como resultado de un accidente grave en una llamada empresa causante. Un efecto dominó es un evento posterior que ocurre como consecuencia de un accidente de dominó.
Cozzani <i>et al.</i> (2006)	Secuencias accidentales que tienen al menos tres rasgos en común: (1) un escenario de accidente primario, el cual inicia la secuencia de accidente dominó; (2) la propagación del evento primario, debido a un vector de escalado generado por los efectos físicos del escenario primario, que resulta en el daño, como mínimo, de una parte del equipamiento secundario; y (3) uno o más eventos secundarios (fuego, explosión, dispersión tóxica), consecuencia, el daño de partes de equipos (el número de eventos secundarios es usualmente el mismo de las partes dañadas de la planta).

Gorrens <i>et al.</i> (2009)	Un accidente importante en una instalación secundaria que es causado por la falla de una fuente de peligros externa.
Antonioni <i>et al.</i> (2009)	La propagación de un evento de accidente primario a unidades cercanas, causando su daño y otros eventos de accidentes secundarios, lo que resulta en un escenario general más grave que el evento primario que desencadenó el escalado.
Lees (2012)	Un factor a tener en cuenta del peligro que puede ocurrir si se escapa un material peligroso puede conllevar al escalado del incidente, un pequeño escape que trae fuego y daños por la incidencia de la llama en una tubería más larga o tanque con subsecuentes derrames de un largo inventario de materiales peligrosos.
Khakzad <i>et al.</i> (2014)	Una cadena de accidentes en los que un accidente primario se convierte en accidentes de orden superior.
Celano y Dolsek (2020)	Un incidente que comienza en una unidad de instalación industrial y puede afectar estructuras cercanas por efectos térmicos, una explosión o impacto de fragmentos, provocando un aumento en la severidad de las consecuencias.
Dueñas, Orozco, Febles <i>et al.</i> (2021)	Cuando un accidente ocurre, el efecto dominó puede suceder cuando los vectores de escalado potenciales (radiación térmica por incendios y sobrepresión para explosiones) son suficientes para causar la falla del equipo y el consecuente escenario primario. Esta no es la única condición que clasifica a una cadena de eventos como un efecto dominó; las consecuencias de estos accidentes consecutivos tienen que ser mayor que los efectos del accidente primario de forma aislada.

Anexo 2: Categorías del efecto dominó.

Tipo número	Instancia de tipo	Definición de tipo
Tipo 1	Interno	Comienzo y fin del vector de escalamiento que caracteriza el evento dominó situado dentro de los límites de la planta química
	Externo	Comienzo y fin del vector de escalamiento que caracteriza el evento dominó que no está situado dentro de los límites de la misma planta química
Tipo 2	Directo	El evento de dominó ocurre como consecuencia directa del anterior evento dominó
	Indirecto	El evento dominó ocurre como consecuencia indirecta de un evento de dominó anterior, no siendo el anterior
Tipo 3	Temporal	El evento de dominó ocurre dentro de la misma área que el evento anterior, pero con retraso
	Espacial	El evento de dominó ocurre fuera del área donde el precedente evento
Tipo 4	Serie	El evento de dominó ocurre como un enlace consecuente de la única cadena de accidentes causada por el evento anterior
	Paralelo	El evento dominó ocurre como uno de varios simultáneos enlaces consecuentes de cadenas de accidentes causados por el evento anterior

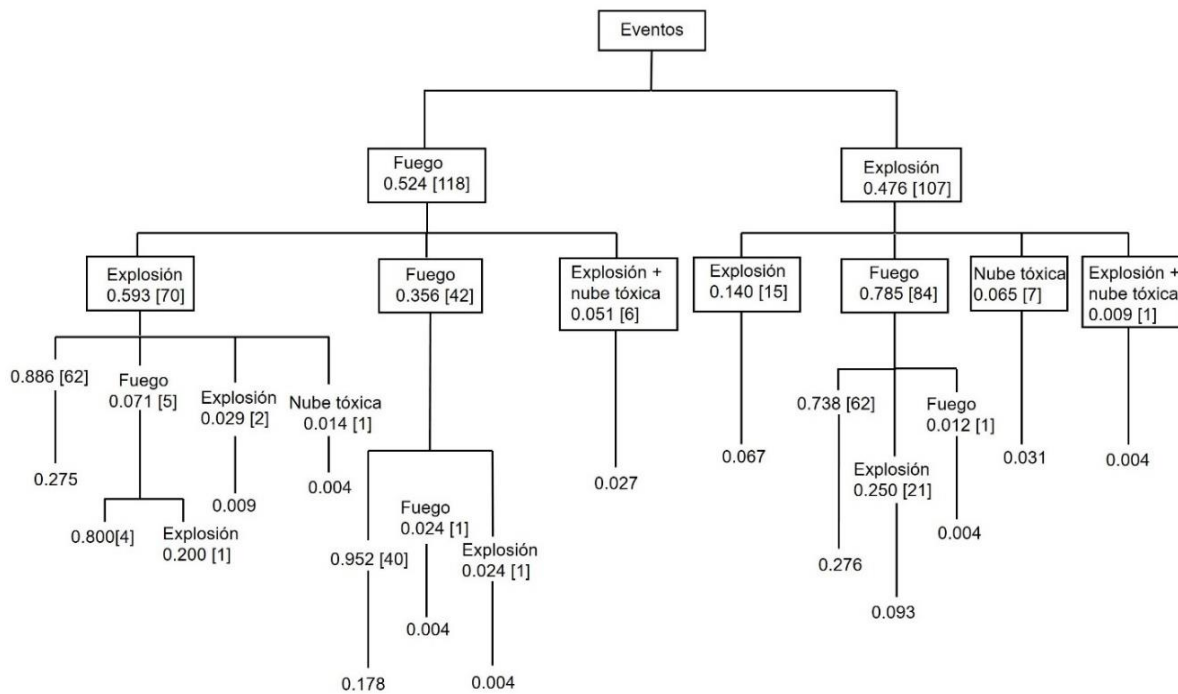
Fuente: Reniers (2010).

Anexo 3: Análisis histórico de pérdidas económicas producto de accidentes de incendio y explosión en la industria de procesos.

Localización y año	Suceso	Pérdidas estimadas (USD)
Refinería HPCL, Visakhapatnam, India (1997)	Fuga durante el llenado de un tanque de almacenamiento de combustible, el cual generó una nube de vapor que explotó, provocando varias explosiones e incendia otros tanques a su alrededor. Una gruesa manta de humo envolvió la ciudad portuaria resultando en 37 muertes, 100 lesiones (SA. Abbasi, T. Abbasi, Pompapathi <i>et al.</i> , 2018; Chang y Lin, 2005; Nandan <i>et al.</i> , 2018).	60 millones
Samir Mohammedia Refinería, Marruecos (2002)	El techo de un tanque de techo flotante atmosférico entró petróleo y se contaminó el sistema de drenaje, vertiendo aceite en el sistema de drenaje. La inundación causada por un aguacero elevó el nivel de petróleo en 1 m y se derramó alrededor. Se incendió provocando varias explosiones (SA. Abbasi, T. Abbasi, Pompapathi <i>et al.</i> , 2018)	200 millones
Refinería Humber de ConocoPhillips, Glenpool / Estados Unidos. (2003)	Una falla catastrófica de una sección de tubería en la planta de gas saturado (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 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, T. Abbasi, Pompapathi <i>et al.</i> , 2018)	2,35 millones

<p>Depósito de Almacenamiento y Traslado de petróleo de Buncefield/ Reino Unido (2005)</p>	<p>Una explosión masiva de nube de vapor provocó un gran incendio que envolvió 23 grandes tanques de almacenamiento. 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, T. Abbasi, Pompapathi et al., 2018; Chamberlain et al., 2019).</p>	<p>15 billones</p>
<p>Indian Oil Corporation (COI), Jaipur / India (2009)</p>	<p>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 hasta 2 km de lejanía (Abbasi, T. Abbasi, Pompapathi et al., 2018).</p>	<p>32 millones</p>
<p>Refinería de Amuay/ Venezuela (2012)</p>	<p>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 fueron dañados o destruidos. El funcionamiento de la refinería se detuvo durante 6 días (Abbasi, T. Abbasi, Pompapathi et al., 2018).</p>	<p>1,84 billones</p>
<p>Naples (1985)</p>	<p>Este accidente mayor fue similar al de Buncefield. Ocurrió en una zona de almacenamiento de combustibles provocado por una explosión de nube de vapor ocurrido como resultado del sobrellenado de un tanque de techo flotante. Se derramaron aproximadamente 700t de gasolina y el área de almacenamiento fue casi totalmente destruida. Las etapas de la cadena de eventos desde el punto de vista de efecto dominó fueron: explosión de una nube de vapor – incendio (Cozzani et al., 2013).</p>	<p>51 millones</p>

Anexo 4: Árbol de probabilidad relativa que muestra las diversas secuencias del efecto dominó (Darbra *et al.*, 2010).



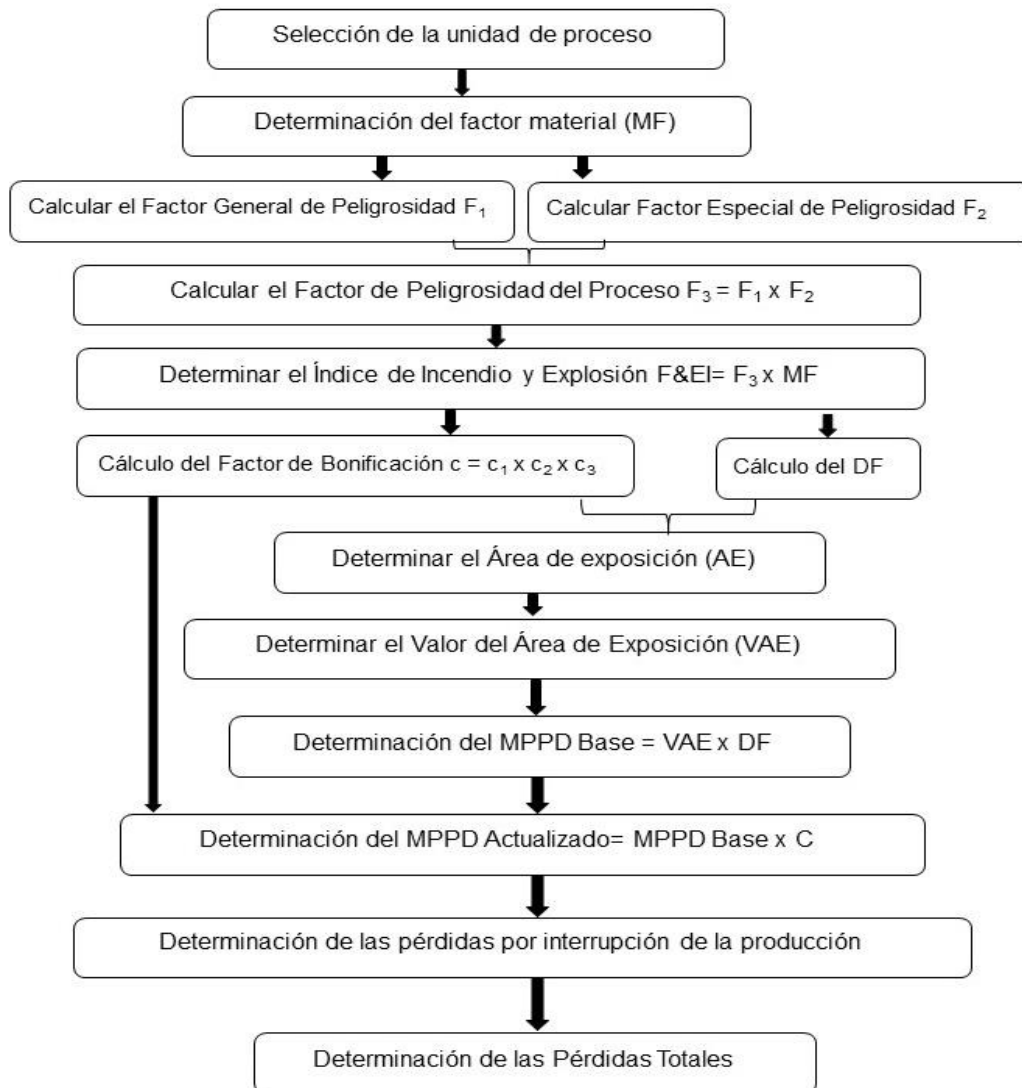
Nota: Los valores entre corchetes expresan la probabilidad ramal, mientras que el resto representa la cantidad de accidentes estudiados.

Anexo 5: Caracterización tecnológica de los tanques de la T-320.

Tanque	Sustancia almacenada	Capacidad nominal (m <sup>3</sup> )	Diámetro del tanque (m)	Altura operacional (m)	Diámetro de la tubería (m)	
					Entrada	Salida
1	Diésel	8 542	35	6,700	0,3048	0,2032
4	Diésel	10996	34,2	10,800	0,3048	0,2032
24	Diésel	11 341	34,2	10,600	0,3048	0,3048
25	Diésel	11 411	34,2	10,600	0,3048	0,2032
26	Diésel	11 608	34,2	10,600	0,3048	0,3048
18	Gasolina de aviación	2 316	15,5	10,500	0,2032	0,1524
19	Gasolina de aviación	745	10,2	8,000	0,1524	0,1524
20	Gasolina de aviación	341	7,57	6,620	0,1524	0,1524
21	Gasolina de aviación	1 069	10,4	11,300	0,1524	0,1524
74	Gasolina de aviación	2 265	15,2	10,500	0,1524	0,1524
13	Turbo-combustible	11147	36,5	9,180	0,3048	0,3048
22	Turbo-combustible	10885	34,2	10,700	0,3048	0,3048
23	Turbo-combustible	11 524	34,2	10,600	0,3048	0,3048
16	Nafta	4 910	22,8	10,600	0,254	0,254
17	Nafta	4 647	22,0	10,600	0,3048	0,2032
30	<i>Fuel oil</i>	10 914	34,2	10,500	0,6096	0,4064
38	<i>Fuel oil</i>	10 919	34,2	10,600	0,3556	0,3048

Fuente: Manual de operaciones de la DTCCM (2021).

Anexo 6: Esquema de la metodología de la guía original de DOW.



Fuente: AIChE (1994).



Anexo 7: Factores generales de peligrosidad (F<sub>1</sub>).

Factores generales del proceso	Características	Situación	Rango de penalización
Reacciones químicas exotérmicas	Solo si la unidad de proceso es un reactor	Exotérmicas leves	0,3
		Exotérmicas moderadas	0,5
		Exotérmicas críticas para el control	1,00
		Exotérmicas especiales sensibles	1,25
Procesos endotérmicos	Solo si la unidad de proceso es un reactor	Calcinación	0,40
		Electrólisis	0,20
		Pirólisis o agrietamiento	0,40
Manejo del material y transferencia	Se evalúa cuando hay posibilidad de incendio en la unidad de proceso durante el manejo, transferencia y almacenamiento de materiales	Líquidos o gases inflamables de NF=3 o 4.	0,85
		Combustibles líquidos.	0,25
Unidades de procesos interiores o encerradas	Se consideran unidades encerradas cuando la unidad de proceso se encuentra dentro de ,al menos, 3 paredes y un techo o 4 paredes sin techo	Cuando los recolectores de polvo están dentro de un área cerrada.	0,50
		Líquidos inflamables a temperaturas superiores a su punto de inflamación.	0,30
		Para cantidades de líquidos superiores a 10Mlb	0,45
		Gas licuado de petróleo o cualquier líquido inflamable a temperaturas superiores a su punto de ebullición.	0,60
		Para cantidades de líquidos en exceso de 4.535kg	0,90
Acceso	Cada unidad de proceso debe tener, como requerimiento mínimo, 2 vías de acceso en	Todas las áreas de proceso de más de 925 m <sup>2</sup> que no tengan un acceso adecuado.	0,35

	caso de accidentes de incendio y explosión. Se considera severa cuando el área es cerrada	Todos los almacenes de más de 2312m <sup>2</sup> que no tengan un acceso adecuado.	0,35
Drenaje y control de derrames	Estas penalidades se deben aplicar, solo si el material en la Unidad de Proceso 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	Terraplenes	0,50
		Área llana alrededor de la unidad del proceso	0,50
		Zanja	0,50

Anexo 8: Factores especiales de peligrosidad (F<sub>2</sub>).

Factores especiales del proceso	Características	Situación	Rango de penalización
Materiales tóxicos	Complican la responsabilidad del personal de emergencia.	Depende del factor de salud NH	0,20 x N <sub>H</sub>
Presión sub-atmosférica	Se aplica si la presión absoluta es menor que 500mm Hg.	Analizar presión del sistema	0,50
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.	Tanques que almacenan líquidos inflamables de N <sub>F</sub> =3 o 4	0,50
		Equipos de procesos o tanques de almacenamiento de procesos que puedan estar dentro o cerca del rango de inflamabilidad	0,30
		Procesos u operaciones que están por naturaleza, siempre dentro o cerca del rango de inflamabilidad	0,80
Explosión de polvo	Se les aplicaran las sanciones pertinentes a las unidades que realicen operaciones con sustancias sólidas en forma de polvo.	Ver tabla 4 de la Guía del DOW	0,25 – 2,00
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. (Ver figura 2 de la Guía del DOW).	Para una presión de 6.895 kPa	0,86
		Para una presión de 10,343 kPa	0,92
		Para una presión de 13,790 kPa	0,96
		Para una presión de 17,238 kPa	0,98

		Para una presión de 20.685 hasta 68.950 kPa	1,00
		Para una presión superior de 68.950kPa.	1,50
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.	Para procesos que utilizan una construcción de acero al carbono y operan en o por debajo de la temperatura de transición dúctil	0,30
		Para materiales distintos al acero al carbono donde la temperatura de funcionamiento es igual o inferior a la del temperatura ambiente	0,20
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 (Ver figura 3 de la Guía del DOW) y líquido o gases en almacenamiento fuera del área del proceso (Ver figura 4 de la Guía del DOW).	0,1-3
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.	Inferiores a 0,127 mm/año	0,10
		Por encima de 0,127 mm/año y menores que 0,254 mm/año	0,20
		Por encima de 0,254 mm/año	0,50

		Ritmo de estrés de corrosión	0,75
		Revestimiento para prevenir la corrosión	0,20
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.	Cuando la bomba y empates pueden provocar algún escape de una menor naturaleza.	0,10
		Escapes regulares por problemas en bombas.	0,30
		Procesos en los cuales ocurren ciclos térmicos y de presión.	0,30
		El material en la Unidad de Proceso es penetrante en naturaleza y provoca escapes.	0,40
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 muestra en figura 6 de la Guía del DOW.	0,1-1
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.	No se aplica penalización si el aceite es combustible. La cantidad que se considera para determinar la penalización se muestra en la figura 5 de la Guía del DOW.	0,25 – 1,15

Equipos de rotación	Existe evidencia estadística que indica que las bombas y compresores de un cierto tamaño contribuyen a incidentes de pérdidas.	<p>Un compresor de más de 600 hp.</p> <p>Una pwnp superior a 75 CV.</p> <p>Otros equipos rotativos grandes de alta velocidad, por ejemplo las centrífugas</p>	0,5

Anexo 9: Factores de bonificación por control de pérdidas.

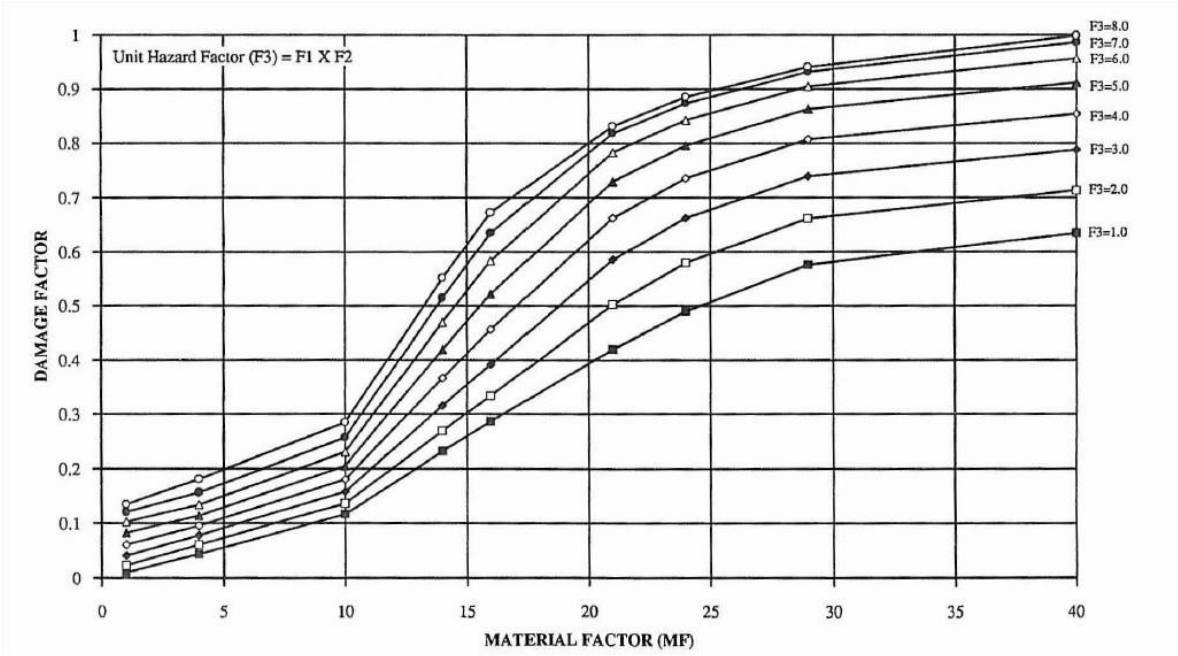
Categorías	Factores	Características	Bonificación
Control del proceso (C <sub>1</sub> )	Poder de emergencia	Esta bonificación se da para la previsión de poder de emergencia para servicios esenciales con cambios automáticos del estado normal al de emergencia. Se aplica solo si es relevante el control de un incidente en la U/P específica que se está evaluando	0,98
	Enfriamiento	Depende de las capacidades del sistema de enfriamiento en las U/P	0,97-,099
	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	0,84-0,98
	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	0,96-0,99
	Control computarizado	Se le otorga valores dependiendo del grado de automatización del proceso	0,93-0,99
	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	0,94-,096
	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	0,91-0,99

		les otorgaran bonificaciones acordes a estos requisitos.	
	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.	0,91-0,98
	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.	0,91-0,98
Aislamiento del material (C <sub>2</sub> )	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	0,96-0,98
	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	0,96-0,98
	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	0,91-0,97
	Sistema de bloqueo	Sistema de bloqueo que impide el flujo incorrecto que podría dar reacciones indeseables.	0,98
Protección contra incendios (C <sub>3</sub> )	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.	0,94-0,98



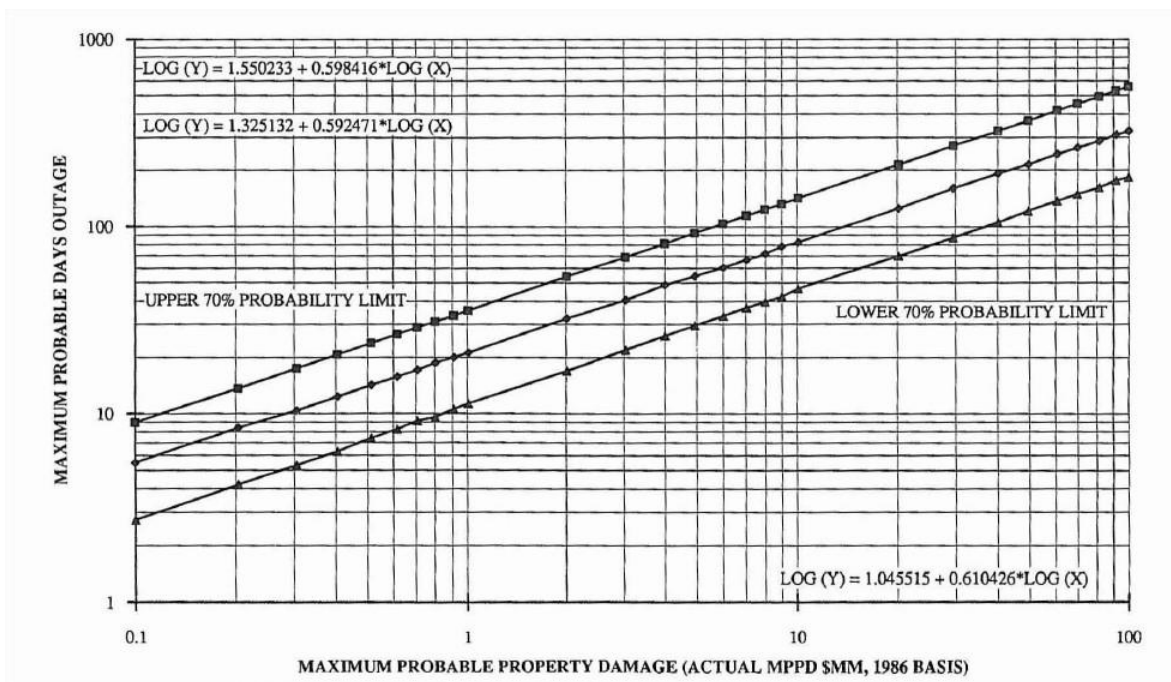
	Acero estructural	El tiempo de duración de una aplicación de un recubrimiento ignífugo se relaciona con la cantidad de combustible en el área y el diseño del drenaje.	0,95-0,98
	Agua contra incendios	Debe existir una reserva de agua que garantice un período de 4 horas. Menos de 4 horas solo se acepta para operaciones de peligrosidad baja	0,94-0,97
	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.	0,91
	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	0,74-0,97
	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	0,97-0,98
	Espuma	El crédito otorgado depende del tipo de sistema de espuma que se utiliza para neutralizar un accidente de incendio	0,92-0,97
	Extintores portátiles y monitores	Si hay un suministro adecuado disponible de extintores de incendios manuales y portátiles adecuados para el riesgo de incendio involucrado.	0,93-0,98
	Protección de cables	Los cables instrumentales y eléctricos son muy vulnerables a una exposición al calor en caso de incendio	0,94-0,98

Anexo 10: Gráfico para determinar el factor de daño en el F&EI.



Fuente: AIChE (1994).

Anexo 11: Gráfico para determinar los máximos días probables de parada de producción en el F&EI.



Fuente: AIChE (1994).

Anexo 12: Datos de las sustancias involucradas en el proceso.

<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>Nafta solvente</b>
Destilación inicial	°C	55
Destilación final	°C	200
Densidad a 15 °C	g/cm <sup>3</sup>	0,75
Azufre total	% m/m	0,05
Temperatura de autoignición	°C	225
Punto de ebullición a 1 atm	°C	68,9

Fuente: Catálogo de sustancias de la DTCCM.

<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>Turbocombustible</b>
Destilación inicial	°C	140
Destilación final	°C	300
Viscosidad a 40 °C	mm <sup>2</sup> /s	1,0-1,9
Azufre total	% m/m	0,25
Temperatura de inflamación	°C	38

Fuente: Catálogo de sustancias de la DTCCM.

<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>Gasolina de aviación</b>
Destilación inicial	°C	140
Destilación final	°C	300
Densidad a 15 °C	kg/m <sup>3</sup>	775,0-840.0
Azufre total	% m/m	0,30
Temperatura de inflamación	°C	40

Fuente: Catálogo de sustancias de la DTCCM.

<b>Parámetros</b>	<b>U/M</b>	<b>Diésel</b>
Destilación inicial	°C	200
Destilación final	°C	400
Densidad a 15 °C	g/cm <sup>3</sup>	0,82-0,87
Azufre total	% m/m	0,80
Temperatura de inflamación	°C	45

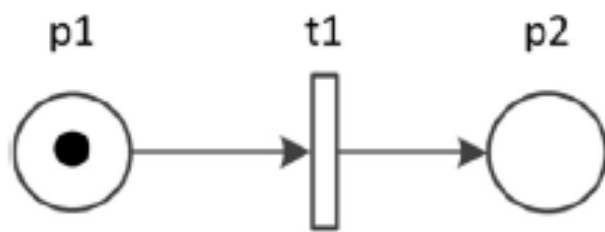
Fuente: Catálogo de sustancias de la DTCCM.

Anexo 13: Umbrales de escalado para diferentes escenarios.

Escenario de accidente	Vector de escalado	Equipo	Umbral de daño	Umbral de escalado
Bola de fuego	Intensidad de la radiación	Atmosférico	$I > 100 \text{ kW/m}^2$	$I > 100 \text{ kW/m}^2$
Charco de fuego	Intensidad de la radiación	Atmosférico	$I > 15 \text{ kW/m}^2$	$I > 15 \text{ kW/m}^2$
VCE	Sobrepresión	Atmosférico	$P > 7 \text{ kPa}$	$P > 22 \text{ kPa}$

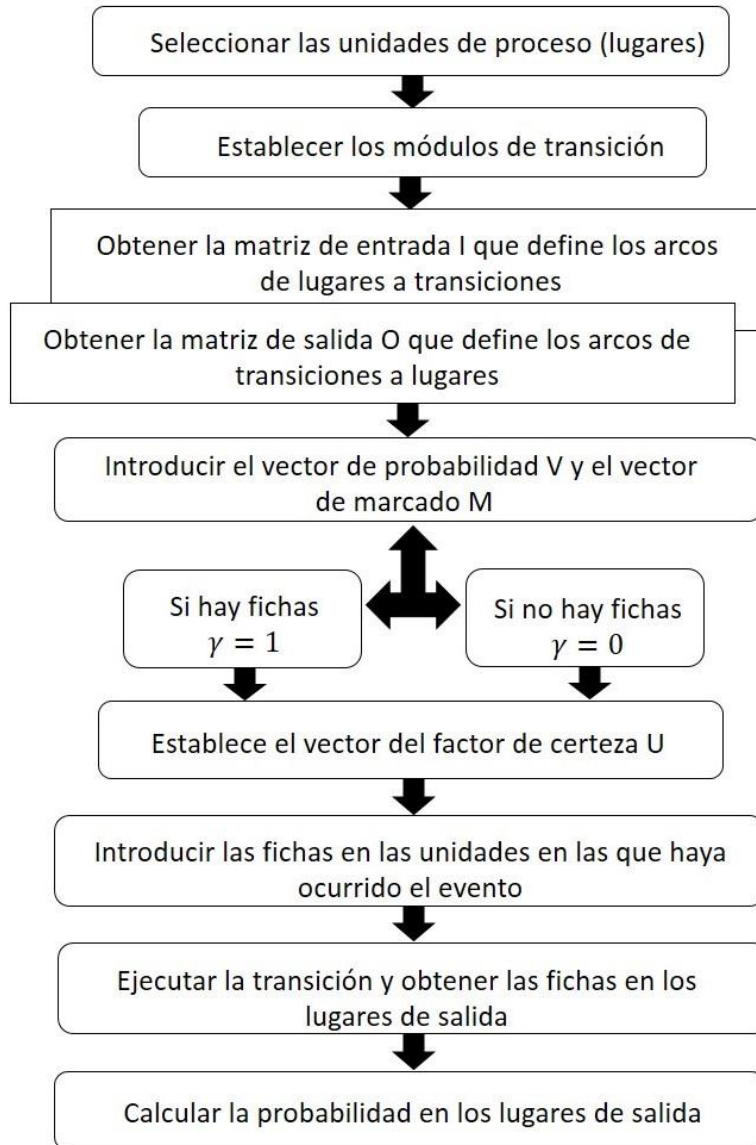
Fuente: Reniers y Cozzani (2013).

Anexo 14: Ejemplo de red Petri básica.

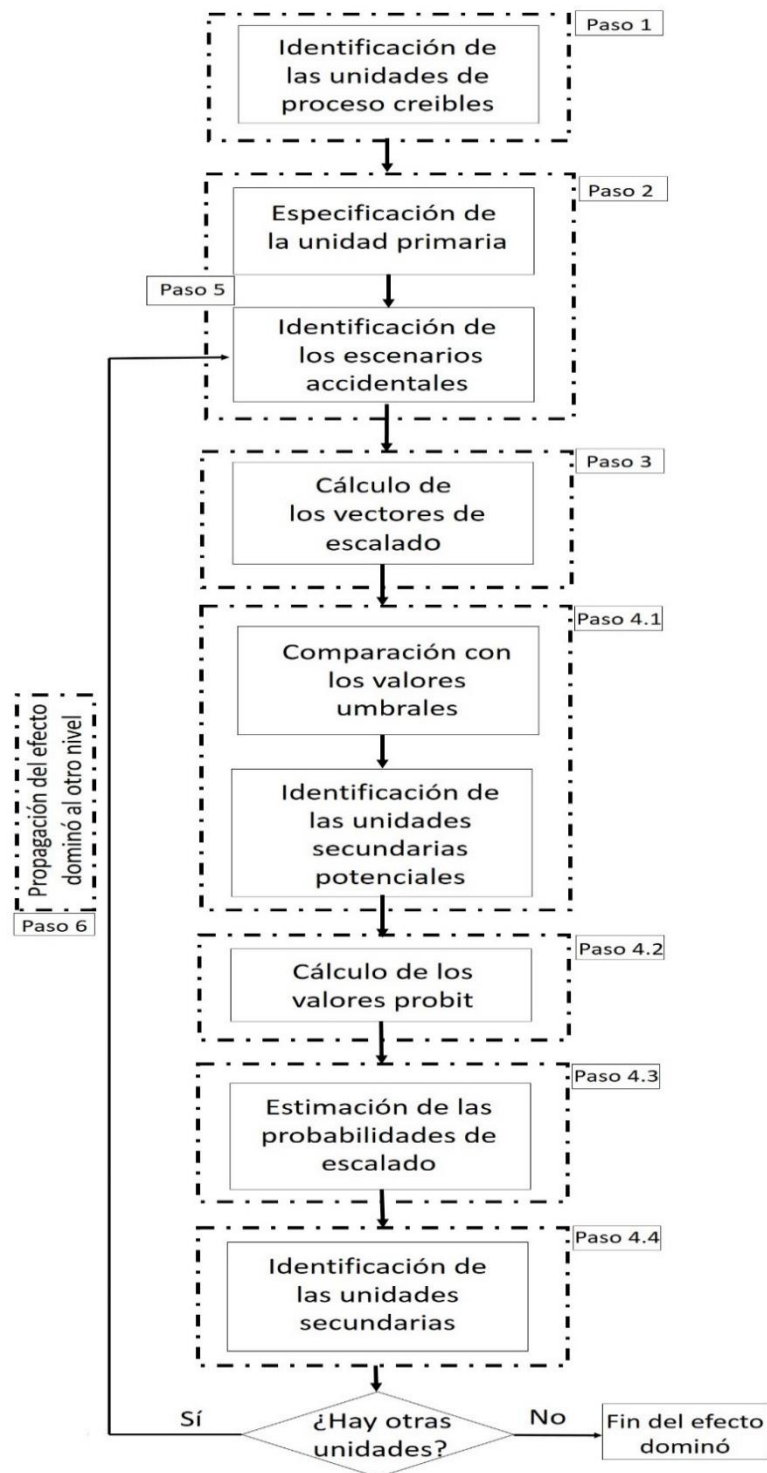


Fuente: Zhou y Reniers (2017).

Anexo 15 : Pasos para la confección de las redes Petri probabilísticas.



Anexo 16: Pasos para la confección de la red Bayesiana de probabilidades.





Anexo 17 : Tablas de probabilidad para definir los nodos auxiliares en las redes Bayesianas.

Tablas de probabilidad para definir los nodos  $L_i$ .

Unidades iésimas		P ( $L_i/X_{i1}, X_{i2}$ )	
$X_{i1}$	$X_{i2}$	Accidente	Seguro
Accidente	Accidente	1	0
Accidente	Seguro	1	0
Seguro	Accidente	1	0
Seguro	Seguro	0	1

Tablas de probabilidad para definir los nodos  $DL_i$

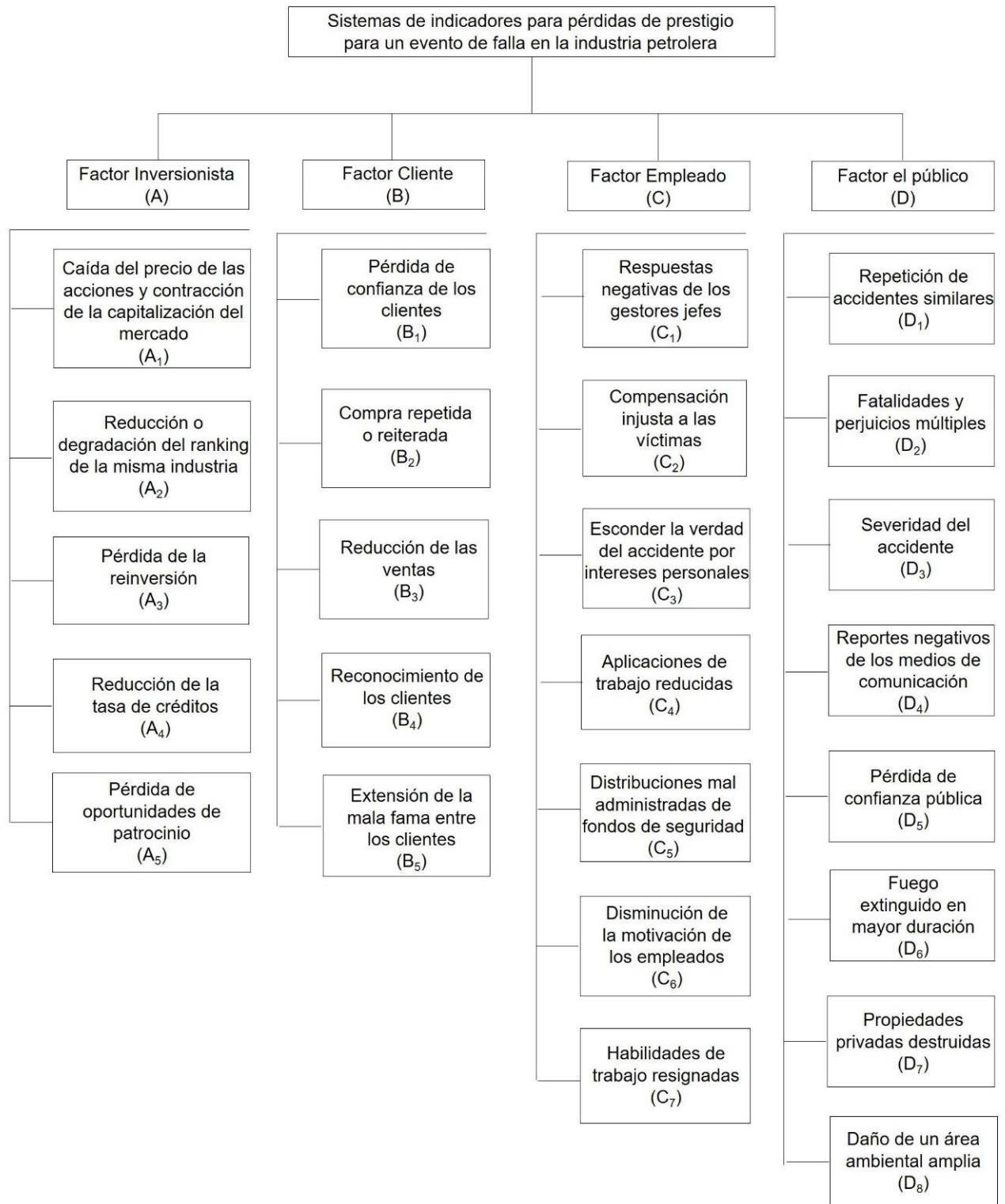
Nodos		P( $DL_i/X_1, L_1$ )	
Unidad Primaria $X_1$	$L_i$	Accidente	Seguro
Accidente	Accidente	1	0
Accidente	Seguro	0	1
Seguro	Accidente	0	1
Seguro	Seguro	0	1

Anexo 18: Puntaje de ponderación de diferentes expertos.

Constitución	Clasificación	Puntaje	Constitución	Clasificación	Puntaje
Posición profesional	Académico superior	5	Nivel de Educación	Doctor	5
	Académico principiante	4		Máster	4
	Ingeniero	3		Bachiller	3
	Técnico	2		Técnico medio o superior	2
Experiencia	obrero	1	Edad (años)	Nivel escolar	1
Horas/año	≥30	5		≥50	4
	20-29	4		40-49	3
	10-19	3		30-39	2
	6-9	2		≤30	1
	≤5	1			

Fuente: Zarei *et al.* (2018).

Anexo 19: Sistema de indicadores para pérdidas de prestigio para un evento de falla en la industria petrolera.



Anexo 20: Indicadores para cuantificar pérdidas de prestigio con su correspondiente peso dentro del análisis de dicho impacto económico.

<b>Código</b>	<b>Indicador</b>	<b>Categoría</b>	<b>Peso final</b>	<b>Ranking</b>
A1	Caída del precio de las acciones y contracción de la capitalización del mercado	0,2428	0,0871	2
A2	Reducción o degradación del ranking de la misma industria	0,1536	0,0551	9
A3	Pérdida de la reinversión	0,2000	0,0718	4
A4	Reducción de la tasa de créditos	0,2964	0,1064	1
A5	Pérdida de oportunidades de patrocinio	0,1072	0,0385	13
<b>A</b>	<b>Total- Factor Inversionista</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,3590</b>	-
B1	Pérdida de confianza de los clientes	0,2500	0,0715	5
B2	Compra repetida o reiterada	0,2200	0,0629	6
B3	Reducción de las ventas	0,1500	0,0429	11
B4	Reconocimiento de los clientes	0,3000	0,0858	3
B5	Extensión de la mala fama entre los clientes	0,0800	0,0229	18
<b>B</b>	<b>Total- Factor Cliente</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,2860</b>	-
C1	Respuestas negativas de los gestores jefes	0,1263	0,0270	15
C2	Compensación injusta a las víctimas	0,1237	0,0265	16
C4	Aplicaciones de trabajo reducidas	0,2282	0,0488	10
C6	Disminución de la motivación de los empleados	0,2635	0,0564	7
C7	Habilidades de trabajo resignadas	0,2538	0,0553	8
<b>C</b>	<b>Total- Factor Empleado</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,2140</b>	-
D1	Repetición de accidentes similares	0,1479	0,0209	19
D2	Fatalidades y perjuicios múltiples	0,1253	0,0177	20

D3	Severidad del accidente	0,1774	0,0250	17
D4	Reportes negativos de los medios de comunicación	0,2997	0,0423	12
D5	Pérdida de confianza pública	0,2497	0,0352	14
<b>D</b>	<b>Total- Factor el público</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,1410</b>	-

Anexo 21: Resultados de la aplicación del Índice de Incendio y Explosión de DOW.

<b>Unidad de Proceso</b>		<b>1: Tanque 1</b>
Sustancia		diésel
<b>Factor Material (MF)</b>		10
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Rango de penalización</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas	-	-
B. Procesos endotérmicos	-	-
C. Manejo del material y transferencia	0,25 - 1,05	0,25
D. Unidades de procesos interiores o encerradas	-	-
E. Acceso	-	-
F. Drenaje y control de derrames	0,25 - 0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>		1,75
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Rango de penalización</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	0,20 - 0,80	0,00
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

3. Procesos siempre están dentro del rango	0,80	
D. Explosión de polvo	0,5- 2,00	-
E. Presión	Fig 2 de la Guía del DOW	
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura	-	
G. Cantidad de material inflamable o inestable		0,70
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>		206,10
1. Líquidos o gases en proceso	Fig 3 de la Guía del DOW	
2. Líquidos o gases en almacenamiento	Fig 4 de la Guía del DOW	
H. Corrosión y erosión	0,10 - 0,75	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,10 - 1,50	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado	Fig 6 de la Guía del DOW	
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente	-	
L. Equipos de rotación	0,50	
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>		2,50
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>		4,38
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>		43,75
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>		Ligero

<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Rango de bonificación</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	0,98	1,00
b. Enfriamiento	0,97 - 0,99	0,97
c. Control de explosión	0,84 - 0,98	1,00
d. Parada de emergencia	0,96 - 0,99	1,00
e. Control computarizado	0,93 - 0,99	1,00
f. Gas inerte	0,94 - 0,96	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,91 - 0,99	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,50	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,50	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	1,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00



12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91 - 0,98	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,91 - 0,98	0,97
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
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
8. Evaluaciones de lista de chequeo	0,98	
9. Gestión de la revisión del cambio	0,98	
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Rango de bonificación</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	0,96 - 0,98	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	0,96 - 0,98	1,00
c. Drenajes	0,91 - 0,97	1,00
d. Sistemas de bloqueo	0,98	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>		1,00

<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Rango de bonificación</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	0,94 - 0,98	1,00
b. Acero estructural	0,95 - 0,98	1,00
c. Agua contra incendios	0,94 - 0,97	0,97
d. Sistemas especiales	0,91	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,74 - 0,97	0,81
f. Cortinas de agua	0,97 - 0,98	1,00
g. Espuma	0,92 - 0,97	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,93 - 0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94 - 0,98	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>		0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>		0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>		<b>Valor</b>
<b>1, Índice de Incendio y Explosión (IFE)</b>		43,75
<b>2, Radio de exposición (m)</b>		11,20
<b>3, Área de exposición</b>		394,18
<b>4, Valor del área de exposición</b>		580,364,18
<b>5, Factor de daño (Figura 8)</b>		0,20
<b>6, Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>		116,072,84
<b>7, Factores de bonificación por control de pérdidas</b>		0,54
<b>8, Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>		62,432,76

<b>9, Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	4,09
<b>10, Interrupción del negocio (BI)</b>	173,216,03
<b>11, Pérdidas totales</b>	235,648,79
<b>Datos además</b>	
<b>Costo del equipo original</b>	461,342,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	157,657,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00
<b>Costo total</b>	707,761,20
<b>Valor de la producción de 2019</b>	22,097,038,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>2: Tanque 24</b>	<b>3: Tanque 25</b>
Sustancia	diésel	diésel
<b>Factor Material (MF)</b>	10	10
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,25	0,25
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		

<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	1,75	1,75
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	0,00	0,00
B. Presión sub-atmosférica	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad		
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables		
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	0,30
3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	0,70	0,70
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	312,00	283,90
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30

J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	2,50	2,50
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	4,38	4,38
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Ligero	Ligero
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00

3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	<b>0,79</b>	<b>0,79</b>

<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54

<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)</b>	43,75	43,75
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	11,20	11,20
<b>3. Área de exposición</b>	394,18	394,18
<b>4. Valor del área de exposición</b>	730,629,91	734,360,61
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,20	0,20
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	146,125,98	146,872,12
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	78,597,61	78,998,94
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	4,68	4,70
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	198,533,28	199,133,27
<b>11. Pérdidas totales</b>	277,130,89	278,132,21
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	571,700,00	574,432,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	209,317,00	210,609,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	891,012,08	895,561,72
<b>Valor de la producción de 2019</b>	22,097,038,00	22,097,038,00



<b>Unidad de Proceso</b>	<b>4: Tanque 4</b>	<b>5: Tanque 26</b>
Sustancia	diésel	diésel
<b>Factor Material (MF)</b>	10	10
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,25	0,25
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F1)</b>	1,75	1,75
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	0,00	0,00
B. Presión sub-atmosférica	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad		
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables		
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	0,30

3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	0,70	0,70
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	273,60	303,50
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	2,50	2,50
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	4,38	4,38
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Ligero	Ligero

<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00

h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	0,79	0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>

a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	11,20	11,20
<b>3. Área de exposición</b>	394,18	394,18
<b>4. Valor del área de exposición</b>	712,225,72	744,856,27
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,20	0,20
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	142,445,14	148,971,25
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54

<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	76,617,78	80,128,02
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	4,61	4,74
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	195,554,97	200,814,60
<b>11. Pérdidas totales</b>	272,172,75	280,942,61
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	558,217,00	582,117,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	202,950,00	214,245,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	868,567,95	908,361,31
<b>Valor de la producción de 2019</b>	22,097,038,00	22,097,038,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>4: Tanque 4</b>	<b>5: Tanque 26</b>
Sustancia	diésel	diésel
<b>Factor Material (MF)</b>	10	10
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,25	0,25

D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	1,75	1,75
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	0,00	0,00
B. Presión sub-atmosférica	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad		
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables		
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	0,30
3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	0,70	0,70
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	273,60	303,50

1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	2,50	2,50
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	4,38	4,38
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Ligero	Ligero
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00



f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96

8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	0,79	0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94

<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	11,20	11,20
<b>3. Área de exposición</b>	394,18	394,18
<b>4. Valor del área de exposición</b>	712,225,72	744,856,27
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,20	0,20
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	142,445,14	148,971,25
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	76,617,78	80,128,02
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	4,61	4,74
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	195,554,97	200,814,60
<b>11. Pérdidas totales</b>	272,172,75	280,942,61
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	558,217,00	582,117,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20

<b>Costo del material que contiene</b>	202,950,00	214,245,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	868,567,95	908,361,31
<b>Valor de la producción de 2019</b>	22,097,038,00	22,097,038,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>6: Tanque 18</b>	<b>7: Tanque 74</b>
Sustancia	gasolina aviación	gasolina aviación
<b>Factor Material (MF)</b>	16	16
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	<b>2,35</b>	<b>2,35</b>
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	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
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango		
3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	1,10	1,05
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	65,00	43,00
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	<b>3,30</b>	<b>3,25</b>

<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	7,75	7,64
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	124,08	122,20
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Intermedio	Intermedio
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00

8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	0,79	0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00

d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (F&amp;EI)</b>	124,08	122,20
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	31,77	31,29



<b>3. Área de exposición</b>	3,170,61	3,075,26
<b>4. Valor del área de exposición</b>	238,988,68	235,511,12
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,65	0,64
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	155,342,64	150,727,12
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	83,555,03	81,072,45
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	4,86	4,77
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	7,428,92	7,297,34
<b>11. Pérdidas totales</b>	90,983,94	88,369,79
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	195,710,00	193,226,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	58,085,00	56,806,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	291,449,60	287,208,68
<b>Valor de la producción de 2019</b>	797,422,00	797,422,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>8: Tanque 19</b>	<b>9: Tanque 20</b>
Sustancia	gasolina aviación	gasolina aviación
<b>Factor Material (MF)</b>	16	16

<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	<b>2,35</b>	<b>2,35</b>
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	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
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango		
3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		

Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	0,95	0,80
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	21,48	10,05
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	3,15	3,00
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	7,40	7,05
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	118,44	112,80
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Intermedio	Intermedio
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		

a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		

3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	0,79	0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81

f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (F&amp;EI)</b>	118,44	112,80
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	30,32	28,88
<b>3. Área de exposición</b>	2,888,92	2,620,34
<b>4. Valor del área de exposición</b>	123,370,11	87,067,40
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,62	0,61
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	76,489,47	53,111,11
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	41,141,83	28,567,18
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	3,19	2,57
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	4,882,35	3,933,43
<b>11. Pérdidas totales</b>	46,024,17	32,500,61

<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	110,506,00	81,875,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	18,684,00	8,552,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	150,451,35	106,179,75
<b>Valor de la producción de 2019</b>	797,422,00	797,422,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>10: Tanque 21</b>	<b>11: Tanque 13</b>
Sustancia	gasolina aviación	turbocombustible
<b>Factor Material (MF)</b>	16	10
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,85	0,25
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	<b>2,35</b>	<b>1,75</b>

<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	0,20	0,00
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
3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	1,00	0,70
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	30,82	298,70
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		



K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	3,20	2,50
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	7,52	4,38
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	120,32	43,75
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Intermedio	Ligero
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50

4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	<b>0,79</b>	<b>0,79</b>

<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54

<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (F&amp;EI)</b>	120,32	43,75
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	30,81	11,20
<b>3. Área de exposición</b>	2,981,36	394,18
<b>4. Valor del área de exposición</b>	149,346,30	722,691,48
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,63	0,20
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	94,088,17	144,538,30
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	50,607,74	77,743,63
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	3,61	4,65
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	5,519,65	61,246,33
<b>11. Pérdidas totales</b>	56,127,39	138,989,96
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	130,258,00	564,122,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	26,810,00	208,672,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	182,129,64	881,331,07
<b>Valor de la producción de 2019</b>	797,422,00	6,861,069,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>12: Tanque 22</b>	<b>13: Tanque 23</b>
Sustancia	turbocombustible	turbocombustible
<b>Factor Material (MF)</b>	10	10
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,25	0,25
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	1,75	1,75
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	0,00	0,00
B. Presión sub-atmosférica	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad		
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables		
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	0,30

3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	0,70	0,70
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	292,30	289,50
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	2,50	2,50
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	4,38	4,38
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Ligero	Ligero

<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00

12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	0,79	0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00



<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (IFE)</b>	43,75	43,75
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	11,20	11,20
<b>3. Área de exposición</b>	394,18	394,18
<b>4. Valor del área de exposición</b>	708,648,24	742,869,99
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,20	0,20
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	141,729,65	148,574,00

<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	76,232,93	79,914,34
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	4,60	4,73
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	60,538,39	62,253,81
<b>11. Pérdidas totales</b>	136,771,32	142,168,15
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	553,873,00	578,841,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	203,767,00	215,729,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	864,205,17	905,939,01
<b>Valor de la producción de 2019</b>	6,861,069,00	6,861,069,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>14: Tanque 17</b>	<b>15: Tanque 16</b>
Sustancia	nafta	nafta
<b>Factor Material (MF)</b>	16	16
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		

C. Manejo del material y transferencia	0,85	0,85
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	2,35	2,35
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	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
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango		
3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	1,20	1,20
Cantidad en kg o lb		

Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	109,20	115,38
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	3,40	3,40
<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	7,99	7,99
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	127,84	127,84
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Intenso	Intenso
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00

e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00
8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		

6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	0,79	0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00
c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94

<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (F&amp;EI)</b>	127,84	127,84
<b>2. Radio de exposición (m)</b>	32,73	32,73
<b>3. Área de exposición</b>	3,365,68	3,365,68
<b>4. Valor del área de exposición</b>	345,604,22	359,494,65
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,67	0,67
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	231,554,83	240,861,41
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	124,547,71	129,553,50
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	6,15	6,30
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	22,058,51	22,579,55
<b>11. Pérdidas totales</b>	146,606,22	152,133,05
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	301,136,00	312,381,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00

<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	62,394,00	65,925,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	421,468,57	438,408,10
<b>Valor de la producción de 2019</b>	1,869,073,00	1,869,073,00

<b>Unidad de Proceso</b>	<b>16: Tanque 30</b>	<b>17: Tanque 38</b>
Sustancia	fuel oil	fuel oil
<b>Factor Material (MF)</b>	10	10
<b>1. Factor general de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Reacciones químicas exotérmicas		
B. Procesos endotérmicos		
C. Manejo del material y transferencia	0,25	0,25
D. Unidades de procesos interiores o encerradas		
E. Acceso		
F. Drenaje y control de derrames	0,50	0,50
Cantidad en metros cúbicos		
<b>Factor general de peligrosidad del proceso (F<sub>1</sub>)</b>	<b>1,75</b>	<b>1,75</b>
<b>2. Factor especial de peligrosidad del proceso</b>	<b>Penalización empleada</b>	<b>Penalización empleada</b>
Factor Base	1,00	1,00
A. Materiales tóxicos	0,00	0,00



B. Presión sub-atmosférica	-	-
C. Operación dentro o fuera del rango de inflamabilidad		
1. Tanques que almacenan líquidos inflamables		
2. Equipos de procesos dentro o cerca del rango	0,30	0,30
3. Procesos siempre están dentro del rango		
D. Explosión de polvo	-	-
E. Presión		
Presión de operación		
Presión de alivio		
F. Baja temperatura		
G. Cantidad de material inflamable o inestable	0,70	0,70
Cantidad en kg o lb		
Hc en BTU x10 <sup>9</sup>	328,90	298,40
1. Líquidos o gases en proceso		
2. Líquidos o gases en almacenamiento		
H. Corrosión y erosión	0,20	0,20
I. Escape por juntas y embalaje	0,30	0,30
J. Uso de equipamiento incendiado		
K. Sistema de intercambio de calor con aceite caliente		
L. Equipos de rotación		
<b>Factor especial de peligrosidad del proceso (F<sub>2</sub>)</b>	<b>2,50</b>	<b>2,50</b>

<b>Factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F<sub>3</sub>)</b>	4,38	4,38
<b>Índice de Incendio y explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75
<b>Grado de peligrosidad según el F&amp;EI</b>	Ligero	Ligero
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>		
a. Poder de emergencia	1,00	1,00
b. Enfriamiento	0,97	0,97
c. Control de explosión	1,00	1,00
d. Parada de emergencia	1,00	1,00
e. Control computarizado	1,00	1,00
f. Gas inerte	1,00	1,00
g. Instrucciones o procedimientos de operación	0,92	0,92
1. Puesta en marcha	0,50	0,50
2. Parada rutinaria	0,00	0,00
3. Condiciones normales	0,50	0,50
4. Operación a baja capacidad	0,50	0,50
5. Operación a reciclo total	0,00	0,00
6. Operación por encima de la capacidad de diseño	0,00	0,00
7. Puesta en marcha después de una breve parada	1,00	1,00

8. Puesta en marcha tras parada por mantenimiento	1,00	1,00
9. Procedimientos de mantenimiento	1,50	1,50
10. Parada de emergencia	1,50	1,50
11. Modificación o adiciones al equipo o tuberías	2,00	2,00
12. Condiciones anormales previsibles	3,00	3,00
h. Revisión sobre químicos reactivos	0,91	0,91
i. Otros análisis de peligrosidad del proceso	0,97	0,97
1. Análisis de cuantificación de riesgos		
2. Análisis de consecuencias detalladas		
3. Análisis de árbol de fallos		
4. Estudios HAZOP	0,94	0,94
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA)		
6. Revisiones de seguridad ambiental		
7. Estudios Qué pasa si?	0,96	0,96
8. Evaluaciones de lista de chequeo		
9. Gestión de la revisión del cambio		
<b>1. Factor de bonificación por Control del Proceso C<sub>1</sub></b>	0,79	0,79
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Válvulas de control remotas	1,00	1,00
b. Depósito trasvase para emergencias	1,00	1,00

c. Drenajes	1,00	1,00
d. Sistemas de bloqueo	1,00	1,00
<b>2. Factor de bonificación por aislamiento del material</b>	1,00	1,00
<b>3. Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	<b>Bonificación empleada</b>	<b>Bonificación empleada</b>
a. Detección de la fuga	1,00	1,00
b. Acero estructural	1,00	1,00
c. Agua contra incendios	0,97	0,97
d. Sistemas especiales	1,00	1,00
e. Sistemas de rociadores	0,81	0,81
f. Cortinas de agua	1,00	1,00
g. Espuma	0,94	0,94
h, Extintores portátiles y monitores	0,98	0,98
i, Protección de cables	0,94	0,94
<b>3, Factor de bonificación por protección contra incendios</b>	0,68	0,68
<b>Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>Resumen del análisis de riesgo para la unidad de proceso</b>	<b>Valor</b>	<b>Valor</b>
<b>1. Índice de Incendio y Explosión (F&amp;EI)</b>	43,75	43,75

<b>2. Radio de exposición (m)</b>	11,20	11,20
<b>3. Área de exposición</b>	394,18	394,18
<b>4. Valor del área de exposición</b>	694,899,60	695,160,94
<b>5. Factor de daño (Figura 8)</b>	0,20	0,20
<b>6. Máximo daño probable a la propiedad (base) (MPPD)</b>	138,979,92	139,032,19
<b>7. Factores de bonificación por control de pérdidas</b>	0,54	0,54
<b>8. Máximo daño probable a la propiedad (actualizado)</b>	74,753,92	74,782,03
<b>9. Máximos días probables perdidos (MPDO) (Figura 9)</b>	4,55	4,55
<b>10. Interrupción del negocio (BI)</b>	12,545,45	12,548,24
<b>11. Pérdidas totales</b>	87,299,37	87,330,27
<b>Datos además</b>		
<b>Costo del equipo original</b>	555,008,00	555,204,00
<b>Índice de costo del año del costo original</b>	500,00	500,00
<b>Índice de costo del año 2020</b>	596,20	596,20
<b>Costo del material que contiene</b>	185,647,00	185,732,00
<b>Costo de otro equipo dentro del radio de exposición</b>	0,00	0,00
<b>Costo total</b>	847,438,54	847,757,25
<b>Valor de la producción de 2019</b>	1,438,428,00	1,438,428,00

Anexo 22: Información requerida para cuantificar cada indicador en la determinación del Índice FEEL.

Indicador	Información requerida	Etapas
DAF	Relación entre las áreas y el alcance de los accidentes de incendio y explosión.	Etapa 4 (epígrafe 3.3)
APF	Factores probabilísticos de accidentes de incendio y explosión.	Etapa 3 (para la lógica <i>Fuzzy</i> ) Etapas 5-8 (epígrafes 3.4-3.7)
RLF	Factores de pérdidas de prestigio.	Etapa 3 (epígrafe 3.2)

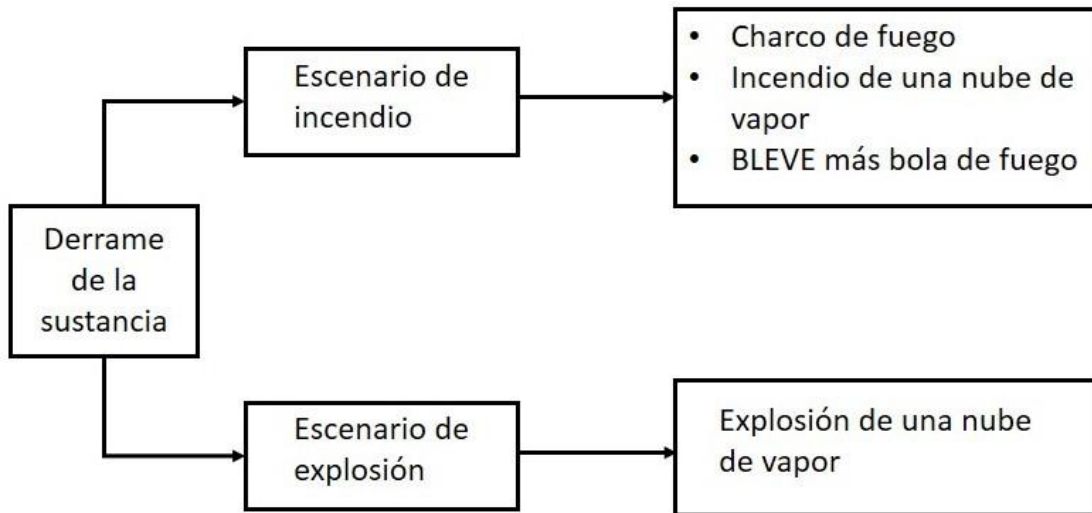
Anexo 23: Valores obtenidos relacionados al indicador RLF.

<b>Código</b>	<b>Indicador</b>	<b>Peso máximo</b>	<b>Valor real asignado (%)</b>	<b>Porcentaje</b>
A1	Caída del precio de las acciones y contracción de la capitalización del mercado	0.0871	80	6.968
A2	Reducción o degradación del ranking de la misma industria	0.0551	70	3.857
A3	Pérdida de la reinversión	0.0718	90	6.462
A4	Reducción de la tasa de créditos	0.1064	75	7.98
A5	Pérdida de oportunidades de patrocinio	0.0385	50	1.925
<b>A</b>	<b>Total- Factor Inversionista</b>	<b>0.3590</b>	<b>365</b>	<b>27.192</b>
B1	Pérdida de confianza de los clientes	0.0715	40	2.86
B2	Compra repetida o reiterada	0.0629	35	2.2015
B3	Reducción de las ventas	0.0429	80	3.432
B4	Reconocimiento de los clientes	0.0858	40	3.432
B5	Extensión de la mala fama entre los clientes	0.0229	35	0.8015
<b>B</b>	<b>Total- Factor Cliente</b>	<b>0.2860</b>	<b>230</b>	<b>12.727</b>
C1	Respuestas negativas de los gestores jefes	0.0270	30	0.81
C2	Compensación injusta a las víctimas	0.0265	20	0.53

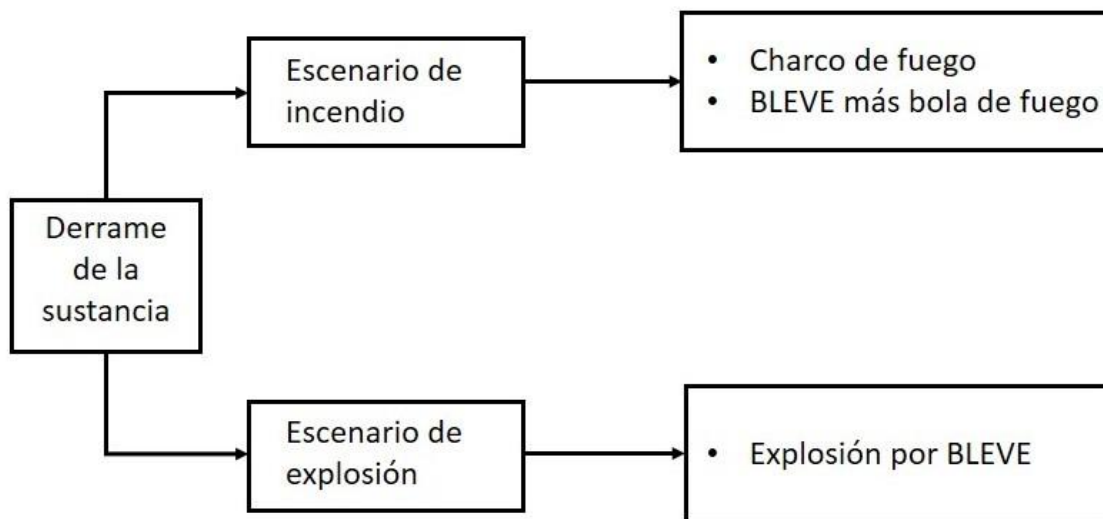
C4	Aplicaciones de trabajo reducidas	0.0488	50	2.44
C6	Disminución de la motivación de los empleados	0.0564	80	4.512
C7	Habilidades de trabajo resignadas	0.0553	35	1.9355
<b>C</b>	<b>Total- Factor Empleado</b>	<b>0.2140</b>	<b>215</b>	<b>10.2275</b>
D1	Repetición de accidentes similares	0.0209	65	1.3585
D2	Fatalidades y perjuicios múltiples	0.0177	60	1.062
D3	Severidad del accidente	0.0250	70	1.75
D4	Reportes negativos de los medios de comunicación	0.0423	75	3.1725
D5	Pérdida de confianza pública	0.0352	75	2.64
<b>D</b>	<b>Total- Factor el público</b>	<b>0.1410</b>	<b>345</b>	<b>9.983</b>



Anexo 24a: Posibles escenarios a partir de un derrame de gasolina de aviación y nafta.



Anexo 24b: Posibles escenarios a partir de un derrame de turbocombustible, *fuel oil* y diésel



Anexo 25: Resultados de las corridas en el software ALOHA.

U/P afectada	Distancia entre U/P (m)	Condiciones meteorológicas (incendio)	Intensidad de la radiación (kW/m <sup>2</sup> )	Condiciones meteorológicas (explosión)	Sobrepresión (psi)
<b>Tanque 1</b>					
TK 4	83	NE.Temp máx	5,88		
		NE.Temp mín	6,27		
		calma.Temp máx	5,88		
		calma.Temp mín	6,25		
TK 24	260	NE.Temp máx	0,55		
		NE.Temp mín	0,58		
		calma.Temp máx	0,55		
		calma.Temp mín	0,58		
TK 25	210	NE.Temp máx	0,87		
		NE.Temp mín	0,92		
		calma.Temp máx	0,87		
		calma.Temp mín	0,92		
TK 26	150	NE.Temp máx	1,76		
		NE.Temp mín	1,86		
		calma.Temp máx	1,76		
		calma.Temp mín	1,86		
TK 18	167	NE.Temp máx	1,40		
		NE.Temp mín	1,49		
		calma.Temp máx	1,40		
		calma.Temp mín	1,49		
TK 19	192	NE.Temp máx	1,05		
		NE.Temp mín	1,11		
		calma.Temp máx	1,05		
		calma.Temp mín	1,11		
TK 20	190	NE.Temp máx	1,07		
		NE.Temp mín	1,13		
		calma.Temp máx	1,07		
		calma.Temp mín	1,13		
TK 21	195	NE.Temp máx	1,01		
		NE.Temp mín	1,07		
		calma.Temp máx	1,01		
		calma.Temp mín	1,07		
TK 74	196	NE.Temp máx	1,00		
		NE.Temp mín	1,06		

		calma.Temp máx	1,00		
		calma.Temp mín	1,06		
TK 13	171	NE.Temp máx	1,34		
		NE.Temp mín	1,42		
		calma.Temp máx	1,34		
		calma.Temp mín	1,42		
TK 22	221	NE.Temp máx	0,78		
		NE.Temp mín	0,82		
		calma.Temp máx	0,78		
		calma.Temp mín	0,82		
TK 23	271	NE.Temp máx	0,50		
		NE.Temp mín	0,54		
		calma.Temp máx	0,50		
		calma.Temp mín	0,54		
TK 16	122	NE.Temp máx	2,70		
		NE.Temp mín	2,86		
		calma.Temp máx	2,70		
		calma.Temp mín	2,86		
TK 17	90	NE.Temp máx	5,00		
		NE.Temp mín	5,32		
		calma.Temp máx	5,00		
		calma.Temp mín	5,32		
TK 30	107	NE.Temp máx	3,53		
		NE.Temp mín	3,75		
		calma.Temp máx	3,53		
		calma.Temp mín	3,75		
TK 38	167	NE.Temp máx	1,40		
		NE.Temp mín	1,49		
		calma.Temp máx	1,40		
		calma.Temp mín	1,49		
<b>Tanque 4</b>					
TK 1	83	E.Temp máx	6,23		
		E.Temp mín	6,90		
		calma.Temp máx	5,88		
		calma.Temp mín	6,25		
TK 24	270	E.Temp máx	0,52		
		E.Temp mín	0,55		
		calma.Temp máx	0,51		
		calma.Temp mín	0,54		
TK 25	218	E.Temp máx	0,82		
		E.Temp mín	0,88		

		calma.Temp máx	0,80		
		calma.Temp mín	0,85		
TK 26	164	E.Temp máx	1,50		
		E.Temp mín	1,62		
		calma.Temp máx	1,46		
		calma.Temp mín	1,55		
TK 18	110	E.Temp máx	3,50		
		E.Temp mín	3,82		
		calma.Temp máx	3,34		
		calma.Temp mín	3,54		
TK 19	127	E.Temp máx	2,59		
		E.Temp mín	2,81		
		calma.Temp máx	2,49		
		calma.Temp mín	2,64		
TK 20	135	E.Temp máx	2,27		
		E.Temp mín	2,46		
		calma.Temp máx	2,19		
		calma.Temp mín	2,32		
TK 21	153	E.Temp máx	1,74		
		E.Temp mín	1,88		
		calma.Temp máx	1,69		
		calma.Temp mín	1,79		
TK 74	149	E.Temp máx	1,84		
		E.Temp mín	1,99		
		calma.Temp máx	1,78		
		calma.Temp mín	1,89		
TK 13	152	E.Temp máx	1,77		
		E.Temp mín	1,91		
		calma.Temp máx	1,71		
		calma.Temp mín	1,81		
TK 22	206	E.Temp máx	0,92		
		E.Temp mín	0,99		
		calma.Temp máx	0,90		
		calma.Temp mín	0,96		
TK 23	260	E.Temp máx	0,56		
		E.Temp mín	0,60		
		calma.Temp máx	0,55		
		calma.Temp mín	0,58		
TK 16	100	E.Temp máx	4,26		
		E.Temp mín	4,67		
		calma.Temp máx	4,05		

		calma.Temp mín	4,30		
TK 17	107	E.Temp máx	3,70		
		E.Temp mín	4,05		
		calma.Temp máx	3,53		
		calma.Temp mín	3,75		
TK 30	176	E.Temp máx	1,29		
		E.Temp mín	1,39		
		calma.Temp máx	1,26		
		calma.Temp mín	1,33		
TK 38	217	E.Temp máx	0,83		
		E.Temp mín	0,89		
		calma.Temp máx	0,81		
		calma.Temp mín	0,86		
<b>Tanque 24</b>					
TK 1	260	WNW.Temp máx	0,55		
		WNW.Temp mín	0,58		
		calma.Temp máx	0,55		
		calma.Temp mín	0,58		
TK 4	270	WNW.Temp máx	0,51		
		WNW.Temp mín	0,54		
		calma.Temp máx	0,51		
		calma.Temp mín	0,54		
TK 25	54	WNW.Temp máx	13,10		
		WNW.Temp mín	14,00		
		calma.Temp máx	13,10		
		calma.Temp mín	14,00		
TK 26	110	WNW.Temp máx	3,34		
		WNW.Temp mín	3,54		
		calma.Temp máx	3,34		
		calma.Temp mín	3,54		
TK 18	210	WNW.Temp máx	0,87		
		WNW.Temp mín	0,92		
		calma.Temp máx	0,87		
		calma.Temp mín	0,92		
TK 19	228	WNW.Temp máx	0,73		
		WNW.Temp mín	0,77		
		calma.Temp máx	0,73		
		calma.Temp mín	0,77		
TK 20	187	WNW.Temp máx	1,11		
		WNW.Temp mín	1,17		
		calma.Temp máx	1,11		

		calma.Temp mín	1,17		
TK 21	179	WNW.Temp máx	1,21		
		WNW.Temp mín	1,29		
		calma.Temp máx	1,21		
		calma.Temp mín	1,29		
TK 74	177	WNW.Temp máx	1,24		
		WNW.Temp mín	1,32		
		calma.Temp máx	1,24		
		calma.Temp mín	1,32		
TK 13	124	WNW.Temp máx	2,61		
		WNW.Temp mín	2,77		
		calma.Temp máx	2,61		
		calma.Temp mín	2,77		
TK 22	86	WNW.Temp máx	5,48		
		WNW.Temp mín	5,83		
		calma.Temp máx	5,48		
		calma.Temp mín	5,83		
TK 23	68	WNW.Temp máx	8,63		
		WNW.Temp mín	9,21		
		calma.Temp máx	8,63		
		calma.Temp mín	9,21		
TK 16	175	WNW.Temp máx	1,27		
		WNW.Temp mín	1,35		
		calma.Temp máx	1,27		
		calma.Temp mín	1,35		
TK 17	172	WNW.Temp máx	1,32		
		WNW.Temp mín	1,40		
		calma.Temp máx	1,32		
		calma.Temp mín	1,40		
TK 30	210	WNW.Temp máx	0,87		
		WNW.Temp mín	0,92		
		calma.Temp máx	0,87		
		calma.Temp mín	0,92		
TK 38	145	WNW.Temp máx	1,89		
		WNW.Temp mín	2,00		
		calma.Temp máx	1,89		
		calma.Temp mín	2,00		
<b>Tanque 25</b>					
TK 1	210	NW.Temp máx	0,87		
		NW.Temp mín	0,92		
		calma.Temp máx	0,87		

		calma.Temp mín	0,92		
TK 4	218	NW.Temp máx	0,80		
		NW.Temp mín	0,85		
		calma.Temp máx	0,80		
		calma.Temp mín	0,85		
TK 24	54	NW.Temp máx	13,10		
		NW.Temp mín	14,00		
		calma.Temp máx	13,10		
		calma.Temp mín	14,00		
TK 26	57	NW.Temp máx	11,90		
		NW.Temp mín	12,70		
		calma.Temp máx	11,90		
		calma.Temp mín	12,70		
TK 18	170	NW.Temp máx	1,35		
		NW.Temp mín	1,43		
		calma.Temp máx	1,35		
		calma.Temp mín	1,43		
TK 19	194	NW.Temp máx	1,02		
		NW.Temp mín	1,09		
		calma.Temp máx	1,02		
		calma.Temp mín	1,09		
TK 20	159	NW.Temp máx	1,56		
		NW.Temp mín	1,65		
		calma.Temp máx	1,56		
		calma.Temp mín	1,65		
TK 21	149	NW.Temp máx	1,78		
		NW.Temp mín	1,89		
		calma.Temp máx	1,78		
		calma.Temp mín	1,89		
TK 74	146	NW.Temp máx	1,86		
		NW.Temp mín	1,97		
		calma.Temp máx	1,86		
		calma.Temp mín	1,97		
TK 13	85	NW.Temp máx	5,61		
		NW.Temp mín	5,96		
		calma.Temp máx	5,61		
		calma.Temp mín	5,96		
TK 22	78	NW.Temp máx	6,64		
		NW.Temp mín	7,07		
		calma.Temp máx	6,64		
		calma.Temp mín	7,07		

TK 23	86	NW.Temp máx	5,48		
		NW.Temp mín	5,83		
		calma.Temp máx	5,48		
TK 16	123	calma.Temp mín	5,83		
		NW.Temp máx	2,66		
		NW.Temp mín	2,82		
		calma.Temp máx	2,66		
TK 17	119	calma.Temp mín	2,82		
		NW.Temp máx	2,84		
		NW.Temp mín	3,02		
		calma.Temp máx	2,84		
TK 30	165	calma.Temp mín	3,02		
		NW.Temp máx	1,44		
		NW.Temp mín	1,53		
		calma.Temp máx	1,44		
TK 38	110	calma.Temp mín	1,53		
		NW.Temp máx	3,34		
		NW.Temp mín	3,54		
		calma.Temp máx	3,34		
<b>Tanque 26</b>					
TK 1	150	NE.Temp máx	1,94		
		NE.Temp mín	2,04		
		calma.Temp máx	1,76		
		calma.Temp mín	1,86		
TK 4	164	NE.Temp máx	1,58		
		NE.Temp mín	1,66		
		calma.Temp máx	1,46		
		calma.Temp mín	1,55		
TK 24	110	NE.Temp máx	3,93		
		NE.Temp mín	4,15		
		calma.Temp máx	3,34		
		calma.Temp mín	3,54		
TK 25	57	NE.Temp máx	16,60		
		NE.Temp mín	18,00		
		calma.Temp máx	11,90		
		calma.Temp mín	12,70		
TK 18	141	NE.Temp máx	2,23		
		NE.Temp mín	2,35		
		calma.Temp máx	2,00		
		calma.Temp mín	2,12		
		NE.Temp máx	1,54		



TK 19	166	NE.Temp mín	1,62		
		calma.Temp máx	1,42		
		calma.Temp mín	1,51		
TK 20	135	NE.Temp máx	2,46		
		NE.Temp mín	2,60		
		calma.Temp máx	2,19		
		calma.Temp mín	2,32		
TK 21	129	NE.Temp máx	2,73		
		NE.Temp mín	2,88		
		calma.Temp máx	2,41		
		calma.Temp mín	2,55		
TK 74	130	NE.Temp máx	2,68		
		NE.Temp mín	2,83		
		calma.Temp máx	2,37		
		calma.Temp mín	2,51		
TK 13	67	NE.Temp máx	11,90		
		NE.Temp mín	12,80		
		calma.Temp máx	8,88		
		calma.Temp mín	9,47		
TK 22	89	NE.Temp máx	6,35		
		NE.Temp mín	6,75		
		calma.Temp máx	5,12		
		calma.Temp mín	5,44		
TK 23	130	NE.Temp máx	2,68		
		NE.Temp mín	2,83		
		calma.Temp máx	2,37		
		calma.Temp mín	2,51		
TK 16	81	NE.Temp máx	7,85		
		NE.Temp mín	8,37		
		calma.Temp máx	6,17		
		calma.Temp mín	6,56		
TK 17	62	NE.Temp máx	14,00		
		NE.Temp mín	15,10		
		calma.Temp máx	10,20		
		calma.Temp mín	10,90		
TK 30	122	NE.Temp máx	3,10		
		NE.Temp mín	3,27		
		calma.Temp máx	2,70		
		calma.Temp mín	2,86		
TK 38	91	NE.Temp máx	6,04		
		NE.Temp mín	6,41		

		calma.Temp máx	4,89		
		calma.Temp mín	5,20		
<b>Tanque 18</b>					
TK 1	167	SE.Temp máx	0,65	S.Temp máx	0,88
		SE.Temp mín	0,69	S.Temp mín	0,42
		calma.Temp máx	0,63	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,66	calma.Temp mín	6,36
TK 4	110	SE.Temp máx	1,65	SW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	1,75	SW.Temp mín	1,24
		calma.Temp máx	1,49	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,58	calma.Temp mín	6,36
TK 24	210	SE.Temp máx	0,40	ESE.Temp máx	0,14
		SE.Temp mín	0,42	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,39	calma.Temp máx	4,63
		calma.Temp mín	0,41	calma.Temp mín	6,36
TK 25	170	SE.Temp máx	0,63	ESE.Temp máx	18,00
		SE.Temp mín	0,66	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,60	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,64	calma.Temp mín	6,36
TK 26	141	SE.Temp máx	0,95	SE.Temp máx	0,44
		SE.Temp mín	1,00	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,89	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,94	calma.Temp mín	6,36
TK 19	29	SE.Temp máx	24,10	NNW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	26,60	NNW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	17,50	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	18,80	calma.Temp mín	6,36
TK 20	25	SE.Temp máx	30,00	ENE.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	33,20	ENE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	21,80	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	23,50	calma.Temp mín	6,36
TK 21	45	SE.Temp máx	11,20	ENE.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	12,20	ENE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	8,54	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	9,14	calma.Temp mín	6,36
TK 74	78	SE.Temp máx	3,54	ENE.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	3,76	ENE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	3,01	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	3,19	calma.Temp mín	6,36
TK 13	86	SE.Temp máx	2,85	ESE.Temp máx	0,45
		SE.Temp mín	3,03	ESE.Temp mín	0,00

		calma.Temp máx	2,47	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,62	calma.Temp mín	6,36
TK 22	129	SE.Temp máx	1,16	E.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	1,22	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	1,07	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,14	calma.Temp mín	6,36
TK 23	177	SE.Temp máx	0,58	E.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	0,61	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,55	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,59	calma.Temp mín	6,36
TK 16	63	SE.Temp máx	5,62	SSE.Temp máx	5,16
		SE.Temp mín	6,02	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	4,57	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	4,87	calma.Temp mín	6,36
TK 17	120	SE.Temp máx	1,36	SSE.Temp máx	0,80
		SE.Temp mín	1,44	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	1,25	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,32	calma.Temp mín	6,36
TK 30	221	SE.Temp máx	0,35	SSE.Temp máx	0,35
		SE.Temp mín	0,37	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,35	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,37	calma.Temp mín	6,36
TK 38	226	SE.Temp máx	0,34	SE.Temp máx	0,24
		SE.Temp mín	0,35	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,33	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,35	calma.Temp mín	6,36
<b>Tanque 19</b>					
TK 1	192	SE.Temp máx	0,26	S.Temp máx	0,46
		SE.Temp mín	0,27	S.Temp mín	0,22
		calma.Temp máx	0,26	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,28	calma.Temp mín	1,45
TK 4	127	SE.Temp máx	0,66	SSW.Temp máx	0,89
		SE.Temp mín	0,69	SSW.Temp mín	0,43
		calma.Temp máx	0,63	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,67	calma.Temp mín	6,36
TK 24	228	SE.Temp máx	0,18	ESE.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	0,19	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,18	calma.Temp máx	2,05
		calma.Temp mín	0,20	calma.Temp mín	0,92
TK 25	194	SE.Temp máx	0,26	SE.Temp máx	0,16
		SE.Temp mín	0,27	SE.Temp mín	0,00

		calma.Temp máx	0,26	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,27	calma.Temp mín	1,40
TK 26	166	SE.Temp máx	0,36	SE.Temp máx	0,20
		SE.Temp mín	0,38	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,36	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,38	calma.Temp mín	3,83
TK 18	29	SE.Temp máx	16,70	SSE.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	18,10	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	10,90	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	11,70	calma.Temp mín	6,36
TK 20	28	SE.Temp máx	17,80	ESE.Temp máx	1,16
		SE.Temp mín	19,30	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	11,50	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	12,40	calma.Temp mín	6,36
TK 21	51	SE.Temp máx	5,22	ESE.Temp máx	0,42
		SE.Temp mín	5,54	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	3,99	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	4,24	calma.Temp mín	6,36
TK 74	70	SE.Temp máx	2,55	E.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	2,68	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	2,14	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,27	calma.Temp mín	6,36
TK 13	108	SE.Temp máx	0,95	SE.Temp máx	0,35
		SE.Temp mín	0,99	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,88	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,93	calma.Temp mín	6,36
TK 22	143	SE.Temp máx	0,50	ESE.Temp máx	0,11
		SE.Temp mín	0,53	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,49	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,52	calma.Temp mín	6,36
TK 23	188	SE.Temp máx	0,27	E.Temp máx	0,00
		SE.Temp mín	0,29	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,28	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,29	calma.Temp mín	1,56
TK 16	90	SE.Temp máx	1,43	SSE.Temp máx	0,81
		SE.Temp mín	1,50	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	1,28	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,36	calma.Temp mín	6,36
TK 17	149	SE.Temp máx	0,46	SSE.Temp máx	0,40
		SE.Temp mín	0,48	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,45	calma.Temp máx	6,36

		calma.Temp mín	0,48	calma.Temp mín	6,36
TK 30	250	SE.Temp máx	0,15	SSE.Temp máx	0,21
		SE.Temp mín	0,15	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,15	calma.Temp máx	1,31
		calma.Temp mín	0,16	calma.Temp mín	0,76
TK 38	251	SE.Temp máx	0,15	SE.Temp máx	0,12
		SE.Temp mín	0,15	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,15	calma.Temp máx	1,29
		calma.Temp mín	0,16	calma.Temp mín	0,75
<b>Tanque 20</b>					
TK 1	190	SE.Temp máx	0,27	SSW.Temp máx	0,57
		SE.Temp mín	0,28	SSW.Temp mín	0,32
		calma.Temp máx	0,27	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,29	calma.Temp mín	1,74
TK 4	135	SE.Temp máx	0,57	SW.Temp máx	1,25
		SE.Temp mín	0,60	SW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,55	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,59	calma.Temp mín	6,36
TK 24	187	SE.Temp máx	0,28	SE.Temp máx	0,28
		SE.Temp mín	0,29	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,28	calma.Temp máx	0,98
		calma.Temp mín	0,30	calma.Temp mín	1,89
TK 25	159	SE.Temp máx	0,40	SE.Temp máx	0,34
		SE.Temp mín	0,42	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,39	calma.Temp máx	1,40
		calma.Temp mín	0,42	calma.Temp mín	6,36
TK 26	135	SE.Temp máx	0,57	SSE.Temp máx	0,55
		SE.Temp mín	0,60	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,55	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,59	calma.Temp mín	6,36
TK 18	25	SE.Temp máx	21,50	WSW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	23,40	WSW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	13,70	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	14,80	calma.Temp mín	6,36
TK 19	28	SE.Temp máx	17,80	WNW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	19,30	WNW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	11,50	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	12,40	calma.Temp mín	6,36
TK 21	18	SE.Temp máx	34,50	E.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	37,90	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	22,00	calma.Temp máx	6,36

		calma.Temp mín	23,70	calma.Temp mín	6,36
TK 74	52	SE.Temp máx	5,00	NE.Temp máx	1,02
		SE.Temp mín	5,30	NE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	3,84	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	4,09	calma.Temp mín	6,36
TK 13	69	SE.Temp máx	2,63	SE.Temp máx	1,10
		SE.Temp mín	2,77	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	2,20	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,34	calma.Temp mín	6,36
TK 22	108	SE.Temp máx	0,95	E.Temp máx	0,31
		SE.Temp mín	0,99	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,88	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,93	calma.Temp mín	6,36
TK 23	153	SE.Temp máx	0,43	E.Temp máx	0,20
		SE.Temp mín	0,45	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,43	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,45	calma.Temp mín	6,36
TK 16	72	SE.Temp máx	2,39	S.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	2,51	S.Temp mín	1,30
		calma.Temp máx	2,02	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,15	calma.Temp mín	6,36
TK 17	130	SE.Temp máx	0,62	S.Temp máx	0,93
		SE.Temp mín	0,65	S.Temp mín	0,51
		calma.Temp máx	0,60	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,63	calma.Temp mín	6,36
TK 30	231	SE.Temp máx	0,17	S.Temp máx	0,41
		SE.Temp mín	0,18	S.Temp mín	0,24
		calma.Temp máx	0,18	calma.Temp máx	2,40
		calma.Temp mín	0,19	calma.Temp mín	0,96
TK 38	226	SE.Temp máx	0,18	SSE.Temp máx	0,28
		SE.Temp mín	0,19	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,19	calma.Temp máx	2,90
		calma.Temp mín	0,20	calma.Temp mín	1,01
<b>Tanque 21</b>					
TK 1	195	SSW.Temp máx	0,26	SSW.Temp máx	0,55
		SSW.Temp mín	0,27	SSW.Temp mín	0,33
		calma.Temp máx	0,26	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,27	calma.Temp mín	6,36
TK 4	153	SSW.Temp máx	0,43	SW.Temp máx	0,95
		SSW.Temp mín	0,45	SW.Temp mín	0,52
		calma.Temp máx	0,43	calma.Temp máx	6,36

		calma.Temp mín	0,45	calma.Temp mín	6,36
TK 24	179	SSW.Temp máx	0,31	ESE.Temp máx	0,26
		SSW.Temp mín	0,32	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,31	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,32	calma.Temp mín	0,43
TK 25	149	SSW.Temp máx	0,45	ESE.Temp máx	0,33
		SSW.Temp mín	0,48	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,45	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,48	calma.Temp mín	0,55
TK 26	129	SSW.Temp máx	0,61	SE.Temp máx	0,00
		SSW.Temp mín	0,64	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,61	calma.Temp máx	1,23
		calma.Temp mín	0,64	calma.Temp mín	0,67
TK 18	45	SSW.Temp máx	5,05	WSW.Temp máx	6,36
		SSW.Temp mín	5,38	WSW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	5,05	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	5,38	calma.Temp mín	6,36
TK 19	51	SSW.Temp máx	3,99	W.Temp máx	6,36
		SSW.Temp mín	4,24	W.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	3,99	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	4,24	calma.Temp mín	6,36
TK 20	18	SSW.Temp máx	22,00	WSW.Temp máx	6,36
		SSW.Temp mín	23,70	WSW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	22,00	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	23,70	calma.Temp mín	6,36
TK 74	38	SSW.Temp máx	6,87	NE.Temp máx	3,35
		SSW.Temp mín	7,34	NE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	6,87	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	7,34	calma.Temp mín	6,36
TK 13	65	SSW.Temp máx	2,48	SE.Temp máx	0,00
		SSW.Temp mín	2,64	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	2,48	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,64	calma.Temp mín	3,02
TK 22	90	SSW.Temp máx	1,28	ESE.Temp máx	0,64
		SSW.Temp mín	1,36	ESE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	1,28	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,36	calma.Temp mín	1,11
TK 23	136	SSW.Temp máx	0,54	E.Temp máx	0,29
		SSW.Temp mín	0,58	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,54	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,58	calma.Temp mín	6,36

TK 16	75	SSW.Temp máx	1,86	S.Temp máx	6,36
		SSW.Temp mín	1,98	S.Temp mín	1,12
		calma.Temp máx	1,86	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,98	calma.Temp mín	6,36
TK 17	131	SSW.Temp máx	0,59	S.Temp máx	0,91
		SSW.Temp mín	0,62	S.Temp mín	0,48
		calma.Temp máx	0,59	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,62	calma.Temp mín	6,36
TK 30	238	SSW.Temp máx	0,17	S.Temp máx	0,39
		SSW.Temp mín	0,18	S.Temp mín	0,22
		calma.Temp máx	0,17	calma.Temp máx	1,96
		calma.Temp mín	0,18	calma.Temp mín	0,90
TK 38	221	SSW.Temp máx	0,20	SE.Temp máx	0,00
		SSW.Temp mín	0,21	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,20	calma.Temp máx	0,56
		calma.Temp mín	0,21	calma.Temp mín	0,33
<b>Tanque 74</b>					
K 1	196	SW.Temp máx	0,25	SSW.Temp máx	0,20
		SW.Temp mín	0,27	SSW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,25	calma.Temp máx	0,71
		calma.Temp mín	0,27	calma.Temp mín	0,44
TK 4	149	SW.Temp máx	0,45	SSW.Temp máx	0,28
		SW.Temp mín	0,48	SSW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,45	calma.Temp máx	1,06
		calma.Temp mín	0,48	calma.Temp mín	0,63
TK 24	177	SW.Temp máx	0,31	SE.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	0,33	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,31	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,33	calma.Temp mín	0,82
TK 25	146	SW.Temp máx	0,47	SE.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	0,50	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,47	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,50	calma.Temp mín	1,09
TK 26	130	SW.Temp máx	0,60	SSE.Temp máx	0,14
		SW.Temp mín	0,63	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,60	calma.Temp máx	1,37
		calma.Temp mín	0,63	calma.Temp mín	0,81
TK 18	78	SW.Temp máx	1,72	SW.Temp máx	0,95
		SW.Temp mín	1,82	SW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	1,72	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,82	calma.Temp mín	1,62



TK 19	70	SW.Temp máx	2,14	SW.Temp máx	1,14
		SW.Temp mín	2,27	SW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	2,14	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,27	calma.Temp mín	2,39
TK 20	52	SW.Temp máx	3,84	SW.Temp máx	2,59
		SW.Temp mín	4,09	SW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	3,84	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	4,09	calma.Temp mín	6,36
TK 21	38	SW.Temp máx	6,87	SW.Temp máx	6,36
		SW.Temp mín	7,34	SW.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	6,87	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	7,34	calma.Temp mín	6,36
TK 13	66	SW.Temp máx	2,41	SSE.Temp máx	0,33
		SW.Temp mín	2,56	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	2,41	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,56	calma.Temp mín	6,36
TK 22	92	SW.Temp máx	1,23	SE.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	1,30	SE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	1,23	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,30	calma.Temp mín	6,36
TK 23	136	SW.Temp máx	0,54	E.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	0,58	E.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,54	calma.Temp máx	1,30
		calma.Temp mín	0,58	calma.Temp mín	0,76
TK 16	107	SW.Temp máx	0,90	S.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	0,95	S.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,90	calma.Temp máx	1,95
		calma.Temp mín	0,95	calma.Temp mín	0,95
TK 17	131	SW.Temp máx	0,59	S.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	0,62	S.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,59	calma.Temp máx	1,24
		calma.Temp mín	0,62	calma.Temp mín	0,72
TK 30	230	SW.Temp máx	0,18	S.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	0,19	S.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,18	calma.Temp máx	0,55
		calma.Temp mín	0,19	calma.Temp mín	0,34
TK 38	220	SW.Temp máx	0,20	SSE.Temp máx	0,00
		SW.Temp mín	0,21	SSE.Temp mín	0,00
		calma.Temp máx	0,20	calma.Temp máx	0,62
		calma.Temp mín	0,21	calma.Temp mín	0,40
<b>Tanque 13</b>					

TK 1	171	E.Temp máx	1,40		
		E.Temp mín	1,49		
		calma.Temp máx	1,34		
		calma.Temp mín	1,42		
TK4	152	E.Temp máx	1,80		
		E.Temp mín	1,93		
		calma.Temp máx	1,72		
		calma.Temp mín	1,82		
TK 24	124	E.Temp máx	2,79		
		E.Temp mín	3,00		
		calma.Temp máx	2,63		
		calma.Temp mín	2,78		
TK 25	85	E.Temp máx	6,19		
		E.Temp mín	6,75		
		calma.Temp máx	5,67		
		calma.Temp mín	6,02		
TK 26	67	E.Temp máx	10,00		
		E.Temp mín	11,00		
		calma.Temp máx	9,00		
		calma.Temp mín	9,59		
TK 18	86	E.Temp máx	6,04		
		E.Temp mín	6,58		
		calma.Temp máx	5,53		
		calma.Temp mín	5,88		
TK 19	108	E.Temp máx	3,75		
		E.Temp mín	4,04		
		calma.Temp máx	3,49		
		calma.Temp mín	3,70		
TK 20	69	E.Temp máx	9,45		
		E.Temp mín	10,40		
		calma.Temp máx	8,52		
		calma.Temp mín	9,07		
TK 21	65	E.Temp máx	10,60		
		E.Temp mín	11,70		
		calma.Temp máx	9,53		
		calma.Temp mín	10,20		
TK 74	66	E.Temp máx	10,30		
		E.Temp mín	11,40		
		calma.Temp máx	9,26		
		calma.Temp mín	9,87		
TK 22	53	E.Temp máx	15,60		

		E.Temp mín	17,30		
		calma.Temp máx	13,80		
		calma.Temp mín	14,70		
TK 23	105	E.Temp máx	3,98		
		E.Temp mín	4,30		
		calma.Temp máx	3,70		
		calma.Temp mín	3,92		
TK 16	57	E.Temp máx	13,60		
		E.Temp mín	15,10		
		calma.Temp máx	12,10		
		calma.Temp mín	12,90		
TK 17	86	E.Temp máx	6,04		
		E.Temp mín	6,58		
		calma.Temp máx	5,53		
		calma.Temp mín	5,88		
TK 30	178	E.Temp máx	1,28		
		E.Temp mín	1,37		
		calma.Temp máx	1,23		
		calma.Temp mín	1,30		
TK 38	155	E.Temp máx	1,73		
		E.Temp mín	1,85		
		calma.Temp máx	1,65		
		calma.Temp mín	1,74		
<b>Tanque 22</b>					
TK 1	221	SW.Temp máx	0,78		
		SW.Temp mín	0,83		
		calma.Temp máx	0,78		
		calma.Temp mín	1,00		
TK 4	206	SW.Temp máx	0,90		
		SW.Temp mín	0,96		
		calma.Temp máx	0,90		
		calma.Temp mín	1,16		
TK 24	86	SW.Temp máx	5,53		
		SW.Temp mín	5,88		
		calma.Temp máx	5,53		
		calma.Temp mín	7,03		
TK 25	78	SW.Temp máx	6,72		
		SW.Temp mín	7,14		
		calma.Temp máx	6,72		
		calma.Temp mín	8,51		
		SW.Temp máx	5,17		

TK 26	89	SW.Temp mín	5,49		
		calma.Temp máx	5,17		
		calma.Temp mín	6,57		
TK 18	129	SW.Temp máx	2,42		
		SW.Temp mín	2,56		
		calma.Temp máx	2,42		
		calma.Temp mín	3,09		
TK 19	143	SW.Temp máx	1,95		
		SW.Temp mín	2,07		
		calma.Temp máx	1,95		
		calma.Temp mín	2,49		
TK 20	108	SW.Temp máx	3,49		
		SW.Temp mín	3,70		
		calma.Temp máx	3,49		
		calma.Temp mín	4,44		
TK 21	90	SW.Temp máx	5,05		
		SW.Temp mín	5,36		
		calma.Temp máx	5,05		
		calma.Temp mín	6,42		
TK 74	92	SW.Temp máx	4,83		
		SW.Temp mín	5,13		
		calma.Temp máx	4,83		
		calma.Temp mín	6,15		
TK 13	53	SW.Temp máx	13,80		
		SW.Temp mín	14,70		
		calma.Temp máx	13,80		
		calma.Temp mín	17,20		
TK 23	51	SW.Temp máx	14,70		
		SW.Temp mín	15,80		
		calma.Temp máx	14,70		
		calma.Temp mín	18,40		
TK 16	110	SW.Temp máx	3,36		
		SW.Temp mín	3,56		
		calma.Temp máx	3,36		
		calma.Temp mín	4,28		
TK 17	134	SW.Temp máx	2,23		
		SW.Temp mín	2,37		
		calma.Temp máx	2,23		
		calma.Temp mín	2,85		
TK 30	211	SW.Temp máx	0,86		
		SW.Temp mín	0,91		

		calma.Temp máx	0,86		
		calma.Temp mín	1,10		
TK 38	169	SW.Temp máx	1,37		
		SW.Temp mín	1,45		
		calma.Temp máx	1,37		
		calma.Temp mín	1,76		
<b>Tanque 23</b>					
TK 1	271	SW.Temp máx	0,51		
		SW.Temp mín	0,54		
		calma.Temp máx	0,51		
		calma.Temp mín	0,54		
TK 4	260	SW.Temp máx	0,55		
		SW.Temp mín	0,58		
		calma.Temp máx	0,55		
		calma.Temp mín	0,58		
TK 24	68	SW.Temp máx	8,75		
		SW.Temp mín	9,33		
		calma.Temp máx	8,75		
		calma.Temp mín	9,33		
TK 25	86	SW.Temp máx	5,53		
		SW.Temp mín	5,88		
		calma.Temp máx	5,53		
		calma.Temp mín	5,88		
TK 26	130	SW.Temp máx	2,38		
		SW.Temp mín	2,52		
		calma.Temp máx	2,38		
		calma.Temp mín	2,52		
TK 18	177	SW.Temp máx	1,25		
		SW.Temp mín	1,32		
		calma.Temp máx	1,25		
		calma.Temp mín	1,32		
TK 19	188	SW.Temp máx	1,10		
		SW.Temp mín	1,16		
		calma.Temp máx	1,10		
		calma.Temp mín	1,16		
TK 20	153	SW.Temp máx	1,69		
		SW.Temp mín	1,79		
		calma.Temp máx	1,69		
		calma.Temp mín	1,79		
TK 21	136	SW.Temp máx	2,17		
		SW.Temp mín	2,30		

		calma.Temp máx	2,17		
		calma.Temp mín	2,30		
TK 74	136	SW.Temp máx	2,17		
		SW.Temp mín	2,30		
		calma.Temp máx	2,17		
		calma.Temp mín	2,30		
TK 13	105	SW.Temp máx	3,70		
		SW.Temp mín	3,92		
		calma.Temp máx	3,70		
		calma.Temp mín	3,92		
TK 22	51	SW.Temp máx	14,70		
		SW.Temp mín	15,80		
		calma.Temp máx	14,70		
		calma.Temp mín	15,80		
TK 16	161	SW.Temp máx	1,52		
		SW.Temp mín	1,61		
		calma.Temp máx	1,52		
		calma.Temp mín	1,61		
TK 17	181	SW.Temp máx	1,19		
		SW.Temp mín	1,26		
		calma.Temp máx	1,19		
		calma.Temp mín	1,26		
TK 30	249	SW.Temp máx	0,60		
		SW.Temp mín	0,64		
		calma.Temp máx	0,60		
		calma.Temp mín	0,64		
TK 38	194	SW.Temp máx	1,03		
		SW.Temp mín	1,09		
		calma.Temp máx	1,03		
		calma.Temp mín	1,09		
<b>Tanque 16</b>					
TK 1	122	SE.Temp máx	1,96	SSW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	2,11	SSW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	1,85	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,96	calma.Temp mín	6,36
TK 4	100	SE.Temp máx	2,98	SW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	3,24	SW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	2,77	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,95	calma.Temp mín	6,36
TK 24	175	SE.Temp máx	0,91	E.Temp máx	1,10
		SE.Temp mín	0,97	E.Temp mín	0,85

		calma.Temp máx	0,87	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	0,93	calma.Temp mín	6,36
TK 25	123	SE.Temp máx	1,93	SE.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	2,08	SE.Temp mín	4,96
		calma.Temp máx	1,82	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,93	calma.Temp mín	6,36
TK 26	81	SE.Temp máx	4,61	SE.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	5,04	SE.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	4,21	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	4,48	calma.Temp mín	6,36
TK 18	63	SE.Temp máx	7,58	NNW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	8,40	NNW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	6,79	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	7,26	calma.Temp mín	6,36
TK 19	90	SE.Temp máx	3,71	NNW.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	4,04	NNW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	3,42	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	3,64	calma.Temp mín	6,36
TK 20	72	SE.Temp máx	5,84	N.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	6,42	N.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	5,28	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	5,64	calma.Temp mín	6,36
TK 21	75	SE.Temp máx	5,38	N.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	5,91	N.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	4,89	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	5,21	calma.Temp mín	6,36
TK 74	107	SE.Temp máx	2,59	N.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	2,80	N.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	2,42	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,57	calma.Temp mín	6,36
TK 13	57	SE.Temp máx	9,17	NE.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	10,20	NE.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	8,16	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	8,74	calma.Temp mín	6,36
TK 22	110	SE.Temp máx	2,44	NE.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	2,64	NE.Temp mín	2,73
		calma.Temp máx	2,28	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,43	calma.Temp mín	6,36
TK 23	161	SE.Temp máx	1,09	NE.Temp máx	1,39
		SE.Temp mín	1,16	NE.Temp mín	1,00
		calma.Temp máx	1,04	calma.Temp máx	6,36

		calma.Temp mín	1,10	calma.Temp mín	6,36
TK 17	55	SE.Temp máx	9,80	S.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	10,90	S.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	8,70	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	9,33	calma.Temp mín	6,36
TK 30	161	SE.Temp máx	1,09	S.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	1,16	S.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	1,04	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,10	calma.Temp mín	6,36
TK 38	161	SE.Temp máx	1,09	SSE.Temp máx	6,36
		SE.Temp mín	1,16	SSE.Temp mín	2,22
		calma.Temp máx	1,04	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,10	calma.Temp mín	6,36
<b>Tanque 17</b>					
TK 1	90	NE.Temp máx	5,96	SSW.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	6,37	SSW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	4,85	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	5,17	calma.Temp mín	6,36
TK 4	107	NE.Temp máx	4,07	WNW.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	4,33	WNW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	3,44	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	3,66	calma.Temp mín	6,36
TK 24	172	NE.Temp máx	1,41	ENE.Temp máx	1,19
		NE.Temp mín	1,49	ENE.Temp mín	0,77
		calma.Temp máx	1,30	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,38	calma.Temp mín	6,36
TK 25	119	NE.Temp máx	3,21	ENE.Temp máx	4,79
		NE.Temp mín	3,41	ENE.Temp mín	1,41
		calma.Temp máx	2,78	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,95	calma.Temp mín	6,36
TK 26	62	NE.Temp máx	13,10	ENE.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	14,20	ENE.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	9,77	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	10,50	calma.Temp mín	6,36
TK 18	120	NE.Temp máx	3,15	NNW.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	3,34	NNW.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	2,73	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,90	calma.Temp mín	6,36
TK 19	149	NE.Temp máx	1,94	NNW.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	2,05	NNW.Temp mín	2,01
		calma.Temp máx	1,75	calma.Temp máx	6,36



		calma.Temp mín	1,86	calma.Temp mín	6,36
TK 20	130	NE.Temp máx	2,63	N.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	2,79	N.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	2,32	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,46	calma.Temp mín	6,36
TK 21	131	NE.Temp máx	2,59	N.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	2,74	N.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	2,28	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,43	calma.Temp mín	6,36
TK 74	131	NE.Temp máx	2,59	N.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	2,74	N.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	2,28	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,43	calma.Temp mín	6,36
TK 13	86	NE.Temp máx	6,58	NNE.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	7,05	NNE.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	5,30	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	5,65	calma.Temp mín	6,36
TK 22	134	NE.Temp máx	2,46	NE.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	2,61	NE.Temp mín	1,71
		calma.Temp máx	2,18	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	2,31	calma.Temp mín	6,36
TK 23	181	NE.Temp máx	1,26	NE.Temp máx	1,33
		NE.Temp mín	1,32	NE.Temp mín	0,92
		calma.Temp máx	1,17	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	1,24	calma.Temp mín	6,36
TK 16	55	NE.Temp máx	16,50	N.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	18,00	N.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	12,10	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	12,90	calma.Temp mín	6,36
TK 30	101	NE.Temp máx	4,63	S.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	4,93	S.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	3,86	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	4,11	calma.Temp mín	6,36
TK 38	115	NE.Temp máx	3,47	SE.Temp máx	6,36
		NE.Temp mín	3,68	SE.Temp mín	6,36
		calma.Temp máx	2,98	calma.Temp máx	6,36
		calma.Temp mín	3,17	calma.Temp mín	6,36
<b>Tanque 30</b>					
TK 1	107	NNE.Temp máx	13,60		
		NNE.Temp mín	14,60		
		calma.Temp máx	13,60		

		calma.Temp mín	14,60		
TK 4	176	NNE.Temp máx	4,99		
		NNE.Temp mín	5,30		
		calma.Temp máx	4,99		
		calma.Temp mín	5,30		
TK 24	210	NNE.Temp máx	3,44		
		NNE.Temp mín	3,65		
		calma.Temp máx	3,44		
		calma.Temp mín	3,65		
TK 25	165	NNE.Temp máx	5,71		
		NNE.Temp mín	6,07		
		calma.Temp máx	5,71		
		calma.Temp mín	6,07		
TK 26	122	NNE.Temp máx	10,60		
		NNE.Temp mín	11,30		
		calma.Temp máx	10,60		
		calma.Temp mín	11,30		
TK 18	221	NNE.Temp máx	3,09		
		NNE.Temp mín	3,28		
		calma.Temp máx	3,09		
		calma.Temp mín	3,28		
TK 19	250	NNE.Temp máx	2,38		
		NNE.Temp mín	2,52		
		calma.Temp máx	2,38		
		calma.Temp mín	2,52		
TK 20	231	NNE.Temp máx	2,81		
		NNE.Temp mín	2,98		
		calma.Temp máx	2,81		
		calma.Temp mín	2,98		
TK 21	238	NNE.Temp máx	2,64		
		NNE.Temp mín	2,80		
		calma.Temp máx	2,64		
		calma.Temp mín	2,80		
TK 74	230	NNE.Temp máx	2,84		
		NNE.Temp mín	3,01		
		calma.Temp máx	2,84		
		calma.Temp mín	3,01		
TK 13	178	NNE.Temp máx	4,87		
		NNE.Temp mín	5,17		
		calma.Temp máx	4,87		
		calma.Temp mín	5,17		

TK 22	211	NNE.Temp máx	3,41		
		NNE.Temp mín	3,61		
		calma.Temp máx	3,41		
		calma.Temp mín	3,61		
TK 23	249	NNE.Temp máx	2,40		
		NNE.Temp mín	2,54		
		calma.Temp máx	2,40		
		calma.Temp mín	2,54		
TK 16	161	NNE.Temp máx	6,01		
		NNE.Temp mín	6,39		
		calma.Temp máx	6,01		
		calma.Temp mín	6,39		
TK 17	101	NNE.Temp máx	15,20		
		NNE.Temp mín	16,30		
		calma.Temp máx	15,20		
		calma.Temp mín	16,30		
TK 38	78	NNE.Temp máx	24,30		
		NNE.Temp mín	26,10		
		calma.Temp máx	24,30		
		calma.Temp mín	26,10		
<b>Tanque 38</b>					
TK 1	167	NNW.Temp máx	1,91		
		NNW.Temp mín	2,03		
		calma.Temp máx	1,91		
		calma.Temp mín	2,03		
TK 4	217	NNW.Temp máx	1,10		
		NNW.Temp mín	1,16		
		calma.Temp máx	1,10		
		calma.Temp mín	1,16		
TK 24	145	NNW.Temp máx	2,57		
		NNW.Temp mín	2,72		
		calma.Temp máx	2,57		
		calma.Temp mín	2,72		
TK 25	110	NNW.Temp máx	4,54		
		NNW.Temp mín	4,82		
		calma.Temp máx	4,54		
		calma.Temp mín	4,82		
TK 26	91	NNW.Temp máx	6,67		
		NNW.Temp mín	7,09		
		calma.Temp máx	6,67		
		calma.Temp mín	7,09		

TK 18	226	NNW.Temp máx	1,01		
		NNW.Temp mín	1,07		
		calma.Temp máx	1,01		
		calma.Temp mín	1,07		
TK 19	251	NNW.Temp máx	0,81		
		NNW.Temp mín	0,86		
		calma.Temp máx	0,81		
		calma.Temp mín	0,86		
TK 20	226	NNW.Temp máx	1,01		
		NNW.Temp mín	1,07		
		calma.Temp máx	1,01		
		calma.Temp mín	1,07		
TK 21	221	NNW.Temp máx	1,06		
		NNW.Temp mín	1,12		
		calma.Temp máx	1,06		
		calma.Temp mín	1,12		
TK 74	220	NNW.Temp máx	1,07		
		NNW.Temp mín	1,13		
		calma.Temp máx	1,07		
		calma.Temp mín	1,13		
TK 13	155	NNW.Temp máx	2,24		
		NNW.Temp mín	2,37		
		calma.Temp máx	2,24		
		calma.Temp mín	2,37		
TK 22	169	NNW.Temp máx	1,86		
		NNW.Temp mín	1,98		
		calma.Temp máx	1,86		
		calma.Temp mín	1,98		
TK 23	194	NNW.Temp máx	1,39		
		NNW.Temp mín	1,48		
		calma.Temp máx	1,39		
		calma.Temp mín	1,48		
TK 16	161	NNW.Temp máx	2,06		
		NNW.Temp mín	2,19		
		calma.Temp máx	2,06		
		calma.Temp mín	2,19		
TK 17	115	NNW.Temp máx	4,15		
		NNW.Temp mín	4,40		
		calma.Temp máx	4,15		
		calma.Temp mín	4,40		
TK 30	78	NNW.Temp máx	9,01		

	NNW.Temp mín	9,60		
	calma.Temp máx	9,01		
	calma.Temp mín	9,60		

Anexo 26: Resultados de la simulación en el *software* ALOHA para BLEVE más bola de fuego.

Parámetros	Tanques								
	1	4, 24, 25, 26, 13, 22, 23, 30, 38	18	19	20	21	74	16	17
Diámetro de la bola de fuego (m)	956	992	641	443	340	503	631	819	807
Duración (s)	41	43	31	23	19	26	30	37	36
Distancia que alcanza la radiación de 10 kW/m <sup>2</sup> (Zona roja) (m)	1800	1900	1300	894	697	1000	1300	1600	1600
Distancia que alcanza la radiación de 5 kW/m <sup>2</sup> (Zona naranja) (m)	2600	2700	1800	1300	984	1400	1800	2300	2200
Distancia que alcanza la radiación de 2 kW/m <sup>2</sup> (Zona amarilla) (m)	4000	4200	2800	2000	1500	2200	2700	3500	3500

Anexo 27: Rumbos del viento y distancias entre equipos

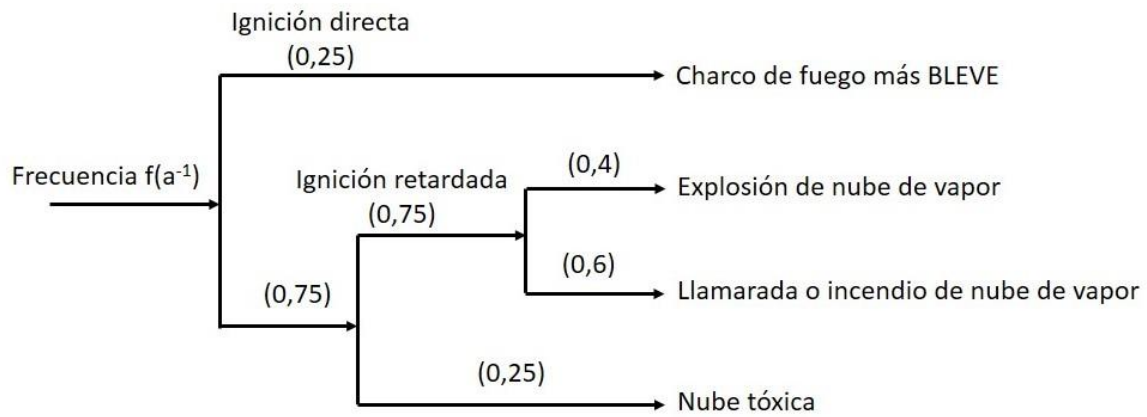
Equipo de origen	Equipos afectados	Rumbo	Distancia a la fuente (m)
Tanque 17	Tanque 1	SSW	90
	Tanque 4	WNW	107
	Tanque 24	ENE	172
	Tanque 25	ENE	119
	Tanque 26	ENE	62
	Tanque 18	NNW	120
	Tanque 19	NNW	149
	Tanque 20	N	130
	Tanque 21	N	131
	Tanque 74	N	131
	Tanque 13	NNE	86
	Tanque 22	NE	134
	Tanque 23	NE	181
	Tanque 16	N	55
	Tanque 30	S	101
	Tanque 38	SE	115
Tanque 18	Tanque 1	S	167
	Tanque 4	SW	110
	Tanque 24	ESE	210
	Tanque 25	ESE	170
	Tanque 26	SE	141
	Tanque 19	NNW	29
	Tanque 20	ENE	25
	Tanque 21	ENE	45
	Tanque 74	ENE	78
	Tanque 13	ESE	86
	Tanque 22	E	129
	Tanque 23	E	177
	Tanque 16	SSE	63
	Tanque 17	SSE	120
	Tanque 30	SSE	221
	Tanque 38	SE	226

Anexo 28: Resultados del análisis histórico en la T-320.

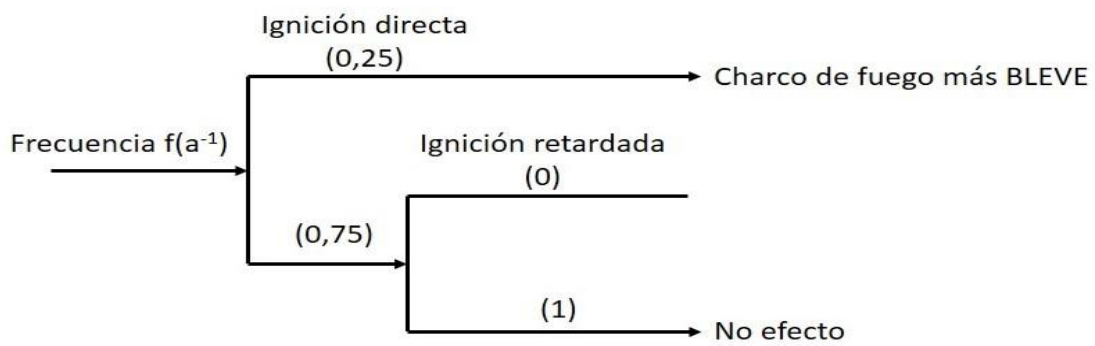
Sustancia almacenada	Cantidad de derrames anuales promedio por tanque	Frecuencia inicial (a <sup>-1</sup> )
Diésel	0,3300	0,0333
Gasolina de aviación	0,4000	0,0400
Nafta	0,6000	0,0600
Turbocombustible	0,3300	0,0333
<i>Fuel oil</i>	2,0000	0,2000



Anexo 29a: Árbol de eventos correspondiente a la nafta y gasolina de aviación



Anexo 29b: Árbol de eventos correspondiente a *fuel oil*, diésel y turbocombustible



Anexo 30: Resultados de los valores de intensidad de la radiación y sobrepresión.

Equipos	Valores de Intensidad de la radiación (kW/m <sup>2</sup> )							
	TK 1	TK 4	TK 24	TK 25	TK 26	TK 18	TK 19	TK 20
TK 1		6,90	0,58	0,92	2,04	0,69	0,28	0,29
TK 4	6,27		0,54	0,85	1,66	1,75	0,69	0,60
TK 24	0,58	0,55		14,00	4,15	0,42	0,20	0,30
TK 25	0,92	0,88	14,00		18,00	0,66	0,27	0,42
TK 26	1,86	1,62	3,54	12,70		0,95	0,38	0,60
TK 18	1,49	3,82	0,92	1,43	2,35		18,10	23,40
TK 19	1,11	2,81	0,77	1,09	1,62	26,60		19,30
TK 20	1,13	2,46	1,17	1,65	2,60	33,20	19,30	
TK 21	1,07	1,88	1,29	1,89	2,88	12,20	5,54	37,90
TK 74	1,06	1,99	1,32	1,97	2,83	3,76	2,68	5,30
TK 13	1,42	1,91	2,77	5,96	12,80	3,03	0,99	2,77
TK 22	0,82	0,99	5,83	7,07	6,75	1,22	0,53	0,99
TK 23	0,54	0,60	9,21	5,83	2,83	0,61	0,29	0,45
TK 16	2,86	4,67	1,35	2,82	8,37	6,02	1,50	2,51
TK 17	5,32	4,05	1,40	3,02	15,10	1,44	0,48	0,65
TK 30	3,75	1,39	0,92	1,53	3,27	0,37	0,15	0,19
TK 38	1,49	0,89	2,00	3,54	6,41	0,35	0,16	0,20

Equipos	Valores de Intensidad de la radiación (kW/m <sup>2</sup> )								
	TK 21	TK 74	TK 13	TK 22	TK 23	TK 16	TK 17	TK 30	TK 38
TK 1	0,27	0,27	1,49	1,00	0,54	2,11	6,37	14,60	2,03
TK 4	0,45	0,48	1,82	1,16	0,58	3,24	4,33	5,30	1,16
TK 24	0,32	0,33	3,00	7,03	9,33	0,97	1,49	3,65	2,72
TK 25	0,48	0,50	6,75	8,51	5,88	2,08	3,41	6,07	4,82
TK 26	0,64	0,63	11,00	6,57	2,52	5,04	14,20	11,30	7,09
TK 18	5,38	1,82	6,58	3,09	1,32	8,40	3,34	3,28	1,07
TK 19	4,24	2,27	4,04	2,49	1,16	4,04	2,05	2,52	0,86
TK 20	23,70	4,09	10,40	3,70	1,79	6,42	2,79	2,98	1,07
TK 21		7,34	11,70	6,42	2,30	5,91	2,74	2,80	1,12
TK 74	7,34		11,40	6,15	2,30	2,80	2,74	3,01	1,13
TK 13	2,64	2,56		17,20	3,92	10,20	7,05	5,17	2,37
TK 22	1,36	1,30	17,30		15,80	2,64	2,61	3,61	1,98
TK 23	0,58	0,58	4,30	18,40		1,16	1,32	2,54	1,48
TK 16	1,98	0,95	15,10	4,28	1,61		18,00	6,39	2,19
TK 17	0,62	0,62	6,58	2,85	1,26	10,90		16,30	4,40
TK 30	0,18	0,19	1,37	1,10	0,64	1,16	4,93		9,60
TK 38	0,21	0,21	1,85	1,76	1,09	1,16	3,68	26,10	

Equipos	Valores de Sobrepresión (psi)						
	TK 18	TK 19	TK 20	TK 21	TK 74	TK 16	TK 17
TK 1	6,36	6,36	6,36	6,36	0,71	6,36	6,36
TK 4	6,36	6,36	6,36	6,36	1,06	6,36	6,36
TK 24	6,36	2,05	1,89	6,36	6,36	6,36	6,36
TK 25	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36
TK 26	6,36	6,36	6,36	1,23	1,37	6,36	6,36
TK 18		6,36	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36
TK 19	6,36		6,36	6,36	6,36	6,36	6,36
TK 20	6,36	6,36		6,36	6,36	6,36	6,36
TK 21	6,36	6,36	6,36		6,36	6,36	6,36
TK 74	6,36	6,36	6,36	6,36		6,36	6,36
TK 13	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36
TK 22	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36	6,36
TK 23	6,36	6,36	6,36	6,36	1,30	6,36	6,36
TK 16	6,36	6,36	6,36	6,36	1,95		6,36
TK 17	6,36	6,36	6,36	6,36	1,24	6,36	
TK 30	6,36	1,31	2,40	1,96	0,55	6,36	6,36
TK 38	6,36	1,29	2,90	0,56	0,62	6,36	6,36

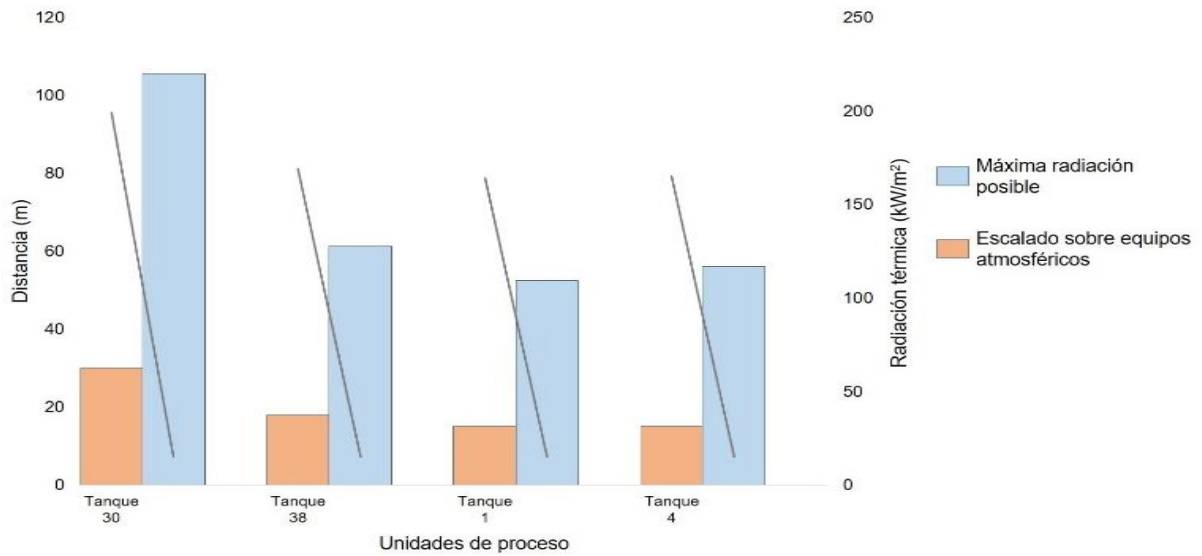
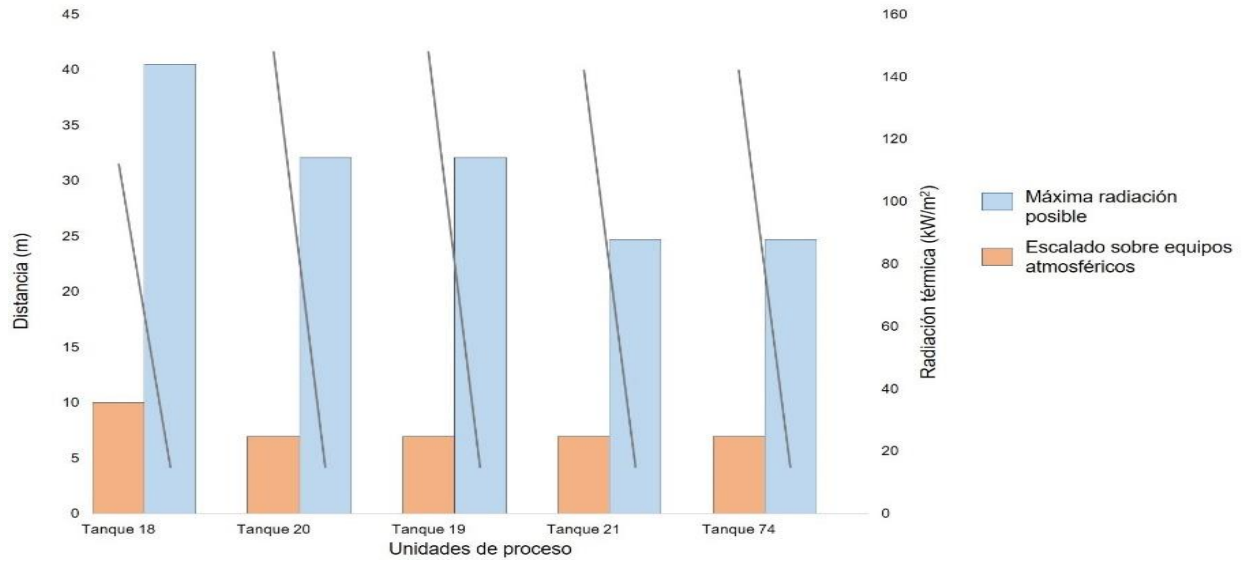
Anexo 31: Resultados de las probabilidades de escalado por radiación y sobrepresión

Equipos	Probabilidad de escalado por radiación							
	TK 1	TK 4	TK 24	TK 25	TK 26	TK 18	TK 19	TK 20
TK 1		2,3852E-02	0	0	3,0920E-06	0	0	0
TK 4	1,9699E-02		0	0	6,8267E-07	1,1792E-06	0	0
TK 24	0	0		3,5942E-01	1,8658E-03	0	0	0
TK 25	0	0	3,5942E-01		5,6356E-01	0	0	0
TK 26	2,5577E-06	6,17E-07	6,4095E-04	2,9116E-01		0	0	0
TK 18	0	2,1577E-04	0	0	2,9492E-06		3,9358E-01	6,0257E-01
TK 19	0	1,1176E-05	0	0	0	6,7364E-01		4,1294E-01
TK 20	0	2,8127E-06	0	0	4,9350E-06	8,1594E-01	4,0517E-01	
TK 21	0	0	0	0	1,5230E-05	1,2302E-01	2,5551E-03	8,8686E-01
TK 74	0	5,3043E-07	0	0	1,6624E-05	1,9262E-04	1,0221E-05	2,2557E-03
TK 13	0	2,9492E-06	8,4957E-05	1,5386E-02	2,8774E-01	1,7849E-04	0	8,4957E-05
TK 22	0	0	1,3553E-02	3,5148E-02	2,8067E-02	0	0	0
TK 23	0	0	1,0935E-01	1,4629E-02	1,1213E-04	0	0	0
TK 16	3,1671E-05	1,4890E-03	0	2,9099E-05	4,0059E-02	7,3436E-03	0	9,7736E-06
TK 17	3,3642E-03	5,1904E-04	0	5,0122E-05	2,9460E-01	0	0	0
TK 30	8,7403E-04	0	0	0	3,1311E-04	0	0	0
TK 38	0	0	4,2935E-06	5,7703E-04	2,1692E-02	0	0	0

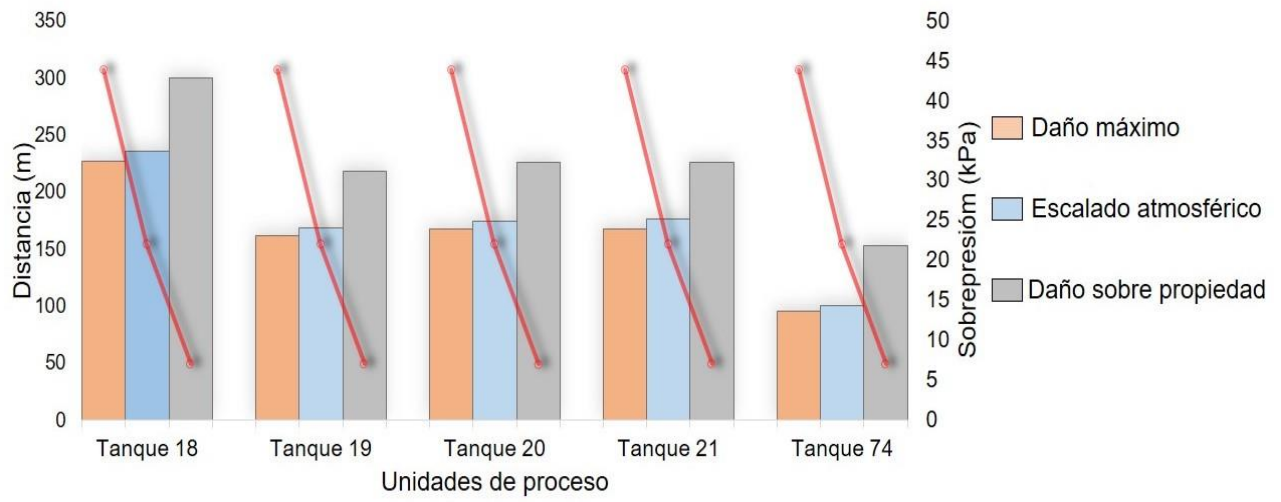
Equipos	Probabilidad de escalado por radiación								
	TK 21	TK 74	TK 13	TK 22	TK 23	TK 16	TK 17	TK 30	TK 38
TK 1	0	0	0	0	0	4,2935E-06	1,5778E-02	3,4090E-01	2,9492E-06
TK 4	0	0	3,0920E-06	0	0	2,9086E-04	2,3274E-03	7,9763E-03	0
TK 24	0	0	1,7180E-04	3,5930E-02	1,1314E-01	0	0	7,6219E-04	7,8414E-05
TK 25	0	0	3,0054E-02	8,0757E-02	1,5003E-02	7,1241E-06	4,6648E-04	1,7864E-02	4,7988E-03
TK 26	0	0	1,9766E-01	2,6803E-02	4,2473E-05	6,5691E-03	3,7448E-01	2,1186E-01	3,8364E-02
TK 18	2,5551E-03	0	8,6563E-03	3,7475E-05	0	3,0742E-02	7,2348E-05	6,1517E-05	0
TK 19	3,6243E-04	1,4344E-06	2,5071E-04	3,5612E-06	0	2,5071E-04	4,7918E-07	4,0980E-06	0
TK 20	5,7535E-01	2,6023E-04	6,3008E-02	4,8342E-04	0	5,7031E-03	9,7736E-06	1,8138E-05	0
TK 21		1,3209E-02	1,0749E-01	6,2097E-03	1,7420E-06	3,7926E-03	9,7736E-06	1,1685E-05	0
TK 74	1,5386E-02		1,0749E-01	5,7031E-03	2,3249E-06	1,5230E-05	1,2215E-05	2,9099E-05	0
TK 13	5,6694E-05	4,4274E-05		5,2392E-01	1,2228E-03	1,5151E-01	3,5148E-02	7,1428E-03	2,2518E-05
TK 22	0	0	5,2392E-01		4,4828E-01	5,4418E-05	5,0122E-05	6,4095E-04	3,9110E-06
TK 23	0	0	2,4012E-03	5,8706E-01		0	0	4,4274E-05	0
TK 16	9,6796E-07	0	3,0153E-01	8,1635E-04	0		4,3644E-01	1,0170E-02	2,6823E-06
TK 17	0	0	1,1604E-02	2,9099E-05	0	1,1123E-01		3,5197E-01	9,3544E-04
TK 30	0	0	0	0	0	0	5,2336E-03		1,2100E-01
TK 38	0	0	2,0133E-06	0	0	0	7,6219E-04	8,2121E-01	

Equipos	Probabilidad de escalado por sobrepresión						
	TK 18	TK 19	TK 20	TK 21	TK 74	TK 16	TK 17
TK 1	0	0	9,8300E-01	9,8300E-01	6,1895E-04	4,2935E-06	9,8300E-01
TK 4	1,1792E-06	0	9,8300E-01	9,8300E-01	1,2224E-02	2,9086E-04	9,8300E-01
TK 24	0	0	2,0045E-01	9,8300E-01	9,8300E-01	0	9,8300E-01
TK 25	0	0	9,8300E-01	9,8300E-01	9,8300E-01	7,1241E-06	9,8300E-01
TK 26	0	0	9,8300E-01	2,9379E-02	5,1551E-02	6,5691E-03	9,8300E-01
TK 18		3,9358E-01	9,8300E-01	9,8300E-01	9,8300E-01	3,0742E-02	9,8300E-01
TK 19	6,7364E-01		9,8300E-01	9,8300E-01	9,8300E-01	2,5071E-04	9,8300E-01
TK 20	8,1594E-01	4,0517E-01		9,8300E-01	9,8300E-01	5,7031E-03	9,8300E-01
TK 21	1,2302E-01	2,5551E-03	9,8300E-01		9,8300E-01	3,7926E-03	9,8300E-01
TK 74	1,9262E-04	1,0221E-05	9,8300E-01	9,8300E-01		1,5230E-05	9,8300E-01
TK 13	1,7849E-04	0	9,8300E-01	9,8300E-01	0,983	1,5151E-01	9,8300E-01
TK 22	0	0	9,8300E-01	9,8300E-01	0,983	5,4418E-05	9,8300E-01
TK 23	0	0	9,8300E-01	9,8300E-01	0,040059	0	9,8300E-01
TK 16	7,3436E-03	0	9,8300E-01	9,8300E-01	0,22363		9,8300E-01
TK 17	0	0	9,8300E-01	9,8300E-01	0,030742	1,1123E-01	
TK 30	0	0	3,9743E-01	2,2663E-01	5,44E-05	0	9,8300E-01
TK 38	0	0	5,7926E-01	6,9483E-05	0,00017849	0	9,8300E-01

Anexo 32: Gráficos unidad de proceso vs Distancia vs Intensidad de la radiación según Reniers y Cozzani (2013) en el área 2 y 3 respectivamente



Anexo 33: Gráfico unidad de proceso vs Distancia vs Sobrepresión en el área 2.

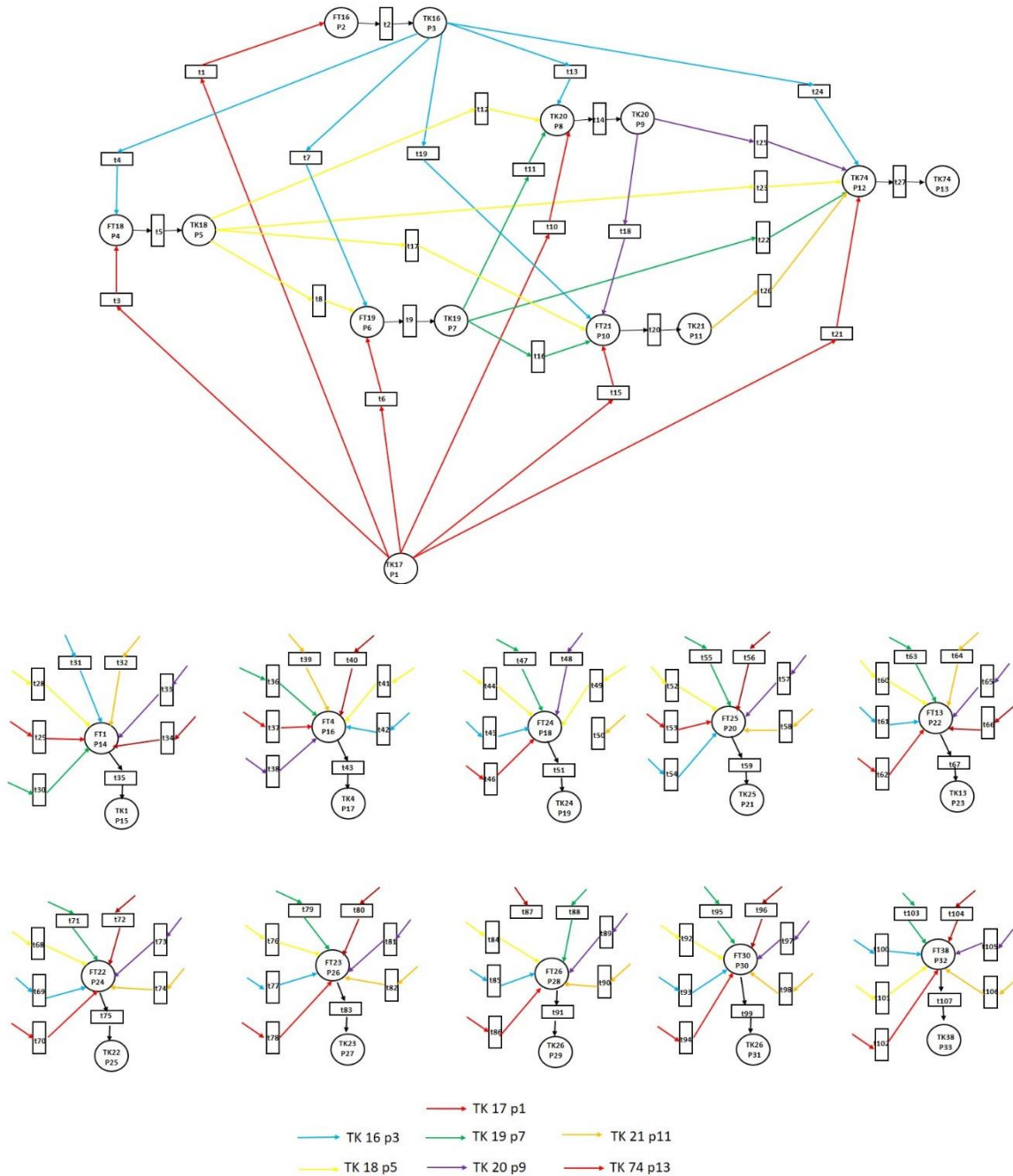


Anexo 34: Tiempo de falla y probabilidad de escalado para un escenario primario de charco de fuego.

Unidad de origen	Unidad afectada	Tiempo del accidente (s)	Tiempo de falla (s)	Probabilidad de escalado
17	16	3600	652	0,4364
22	23	3600	533	0,5870
18	20	3600	368	0,8159
20	21	3600	311	0,8868
30	38	3600	364	0,8212

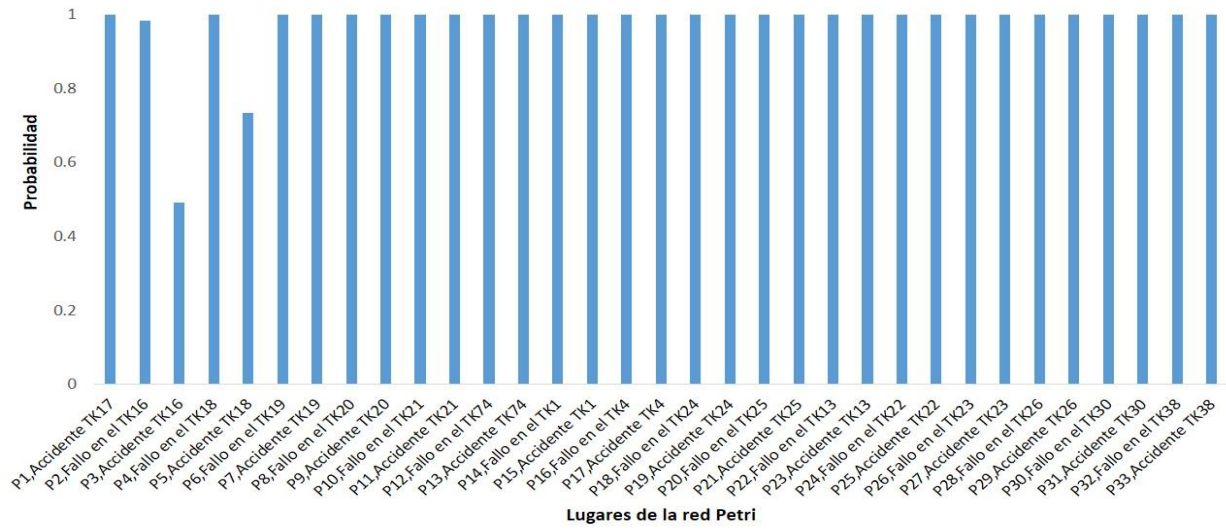


## Anexo 35: Arquitectura de la red Petri probabilística desarrollada.

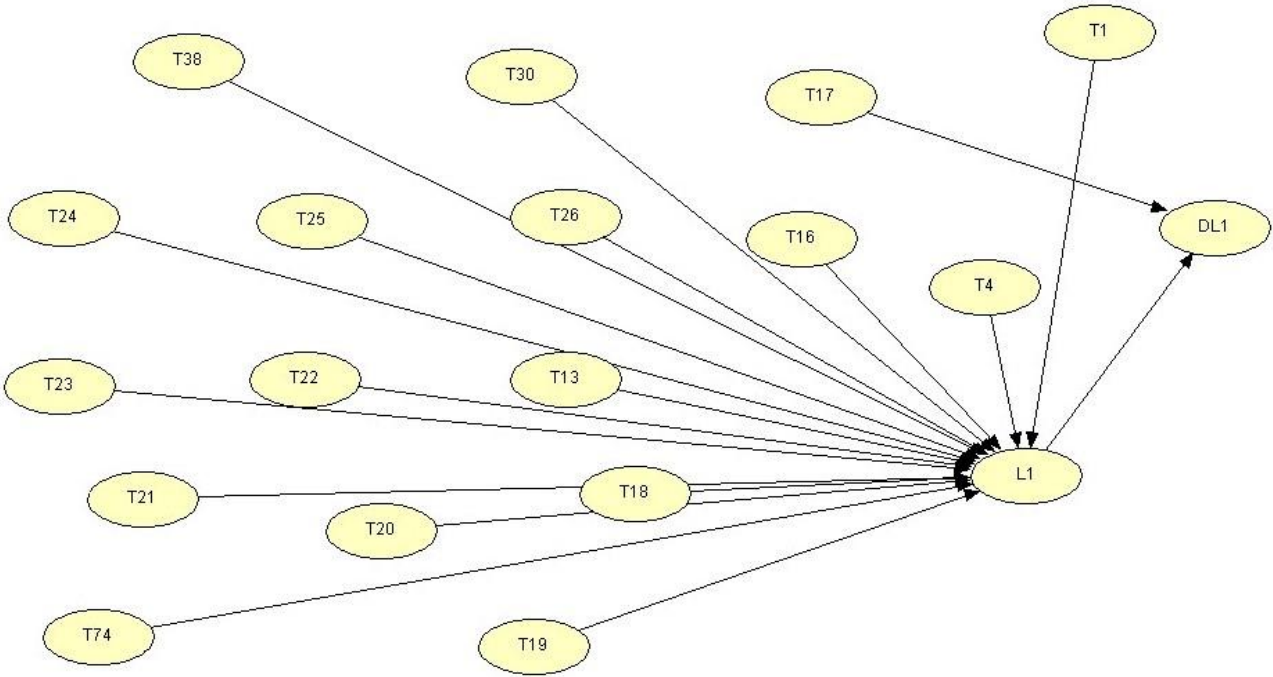


Nota: FT representa el fallo del tanque, y TK representan la ocurrencia de una VCE o accidente en el tanque, las transiciones FT-TK representan la ocurrencia de una VCE o accidente en el tanque TK, y TK- FT, que la sobrepresión de TK afecta FT.

Anexo 36: Resultados de la probabilidad de falla y accidente de la red Petri desarrollada de ocurrir una VCE en el tanque 17.



Anexo 37: Arquitectura de la red Bayesiana desarrollada con los valores obtenidos de la red Petri probabilística para explosión



Anexo 38: Resultados de las redes Bayesianas dinámicas.

Unidades de proceso	Primaria			
	TK17	TK17T1	TK17T2	TK17T3
Probabilidad previa	1,5	0,98	0,63	0,41
Accidente TK17	100	65	42,25	27,46
Accidente TK17T1	100	100	65	42,25
Accidente TK17T2	100	100	100	65
Accidente TK17T3	100	100	100	100
Accidente TK16	1,5	0,97	0,63	0,41
Accidente TK16T1	46,92	30,5	19,82	12,89
Accidente TK16T2	66,57	56,22	36,55	23,75
Accidente TK16T3	77,28	70,26	56,89	36,98
Accidente A3	1,5	0,97	0,63	0,41
Accidente A3T1	56,57	36,77	23,9	15,54
Accidente A3T2	72,64	60,16	39,11	25,42
Accidente A3T3	80,32	71,34	56,2	36,53
Accidente A1	1,5	0,97	0,63	0,41
Accidente A1T1	4,19	2,72	1,77	1,15
Accidente A1T2	7,86	6,41	4,17	2,71
Accidente A1T3	12,72	11,32	9,12	5,93
Accidente A2	1,5	0,97	0,63	0,41
Accidente A2T1	1,5	0,97	0,63	0,41
Accidente A2T2	2,59	1,69	1,1	0,71
Accidente A2T3	6,8	5,31	3,45	2,24

Unidades de proceso	Secundarias											
	TK16	TK16T1	TK16T2	TK16T3	A3	A3T1	A3T2	A3T3	A1	A1T1	A1T2	A1T3
Probabilidad previa	1,5	1,42	1,15	0,86	0,03	0,04	0,04	0,04	44,04	20,6	9,76	4,69
Accidente TK17	1,5	44,4	51,01	44,45	0,03	1,59	2	1,91	44,04	57,48	51,09	39,79
Accidente TK17T1	1,5	44,41	66,29	62,17	0,03	1,59	2,55	2,61	44,04	57,48	64,18	54,46
Accidente TK17T2	1,5	44,41	66,29	77,45	0,03	1,59	2,55	3,16	44,04	57,48	64,18	67,54
Accidente TK17T3	1,5	44,41	66,29	77,45	0,03	1,59	2,55	3,16	44,04	57,48	64,18	67,54
Accidente TK16	100	51,65	26,77	13,93	0,03	0,04	0,04	0,04	44,04	20,6	10,09	5,01
Accidente TK16T1	54,58	100	64,31	41,45	0,03	0,76	0,95	0,9	44,04	37,61	29,33	21,37
Accidente TK16T2	34,93	74,92	100	66,95	0,03	1,06	1,54	1,53	44,04	44,96	42,23	33,85
Accidente TK16T3	24,22	68,2	89,19	100	0,03	1,23	1,87	2,05	44,04	48,97	49,27	44,65
Accidente A3	1,5	1,42	1,15	0,86	100	61,92	38,35	23,75	44,04	20,6	22,85	18,75
Accidente A3T1	1,5	25,45	29,03	25,24	44,11	100	62,48	39,05	44,04	41,22	52,94	45,89
Accidente A3T2	1,5	32,46	42,81	38,9	27,8	63,59	100	62,51	44,04	47,23	57,1	60,81
Accidente A3T3	1,5	35,82	49,4	49,72	20,01	46,19	72,65	100	44,04	50,11	59,09	62,7
Accidente A1	1,5	1,42	1,15	0,86	0,03	0,04	0,04	0,04	100	46,06	21,34	9,96
Accidente A1T1	1,5	2,59	2,51	2,05	0,03	0,08	0,09	0,09	98,47	100	46,55	21,88
Accidente A1T2	1,55	4,27	4,98	4,36	0,07	0,23	0,24	0,22	96,34	98,3	100	47,14
Accidente A1T3	1,6	6,47	8,29	8,21	0,12	0,41	0,54	0,48	93,51	96,05	98,01	100
Accidente A2	1,5	1,42	1,15	0,86	0,03	0,04	0,04	0,04	44,04	20,6	9,76	4,7
Accidente A2T1	1,5	1,42	1,15	0,86	0,03	0,04	0,04	0,04	44,04	20,6	9,76	4,7
Accidente A2T2	2,53	3,42	2,48	1,74	0,03	0,06	0,06	0,06	48,36	27,23	13,05	6,39
Accidente A2T3	4,19	7,72	8,18	5,68	0,04	0,14	0,17	0,16	54,44	37,56	26,1	13,27

Unidades de proceso	Terciarias			
	A2	A2T1	A2T2	A2T3
Probabilidad previa	3,7	2,74	2,25	0,64
Accidente TK17	3,7	2,74	3,89	2,91
Accidente TK17T1	3,7	2,74	3,89	3,49
Accidente TK17T2	3,7	2,74	3,89	3,49
Accidente TK17T3	3,7	2,74	3,89	3,49
Accidente TK16	3,7	2,74	3,79	1,79
Accidente TK16T1	3,7	2,74	5,42	3,49
Accidente TK16T2	3,7	2,74	4,85	4,56
Accidente TK16T3	3,7	2,74	4,54	4,22
Accidente A3	3,7	2,74	2,25	0,75
Accidente A3T1	3,7	2,74	3,16	2,08
Accidente A3T2	3,7	2,74	3,43	2,6
Accidente A3T3	3,7	2,74	3,56	2,85
Accidente A1	3,7	2,74	2,47	0,79
Accidente A1T1	3,7	2,74	2,97	1,17
Accidente A1T2	3,7	2,74	3,01	1,72
Accidente A1T3	3,71	2,75	3,06	1,81
Accidente A2	100	74	54,98	12,88
Accidente A2T1	100	100	74,22	17,34
Accidente A2T2	90,49	90,4	100	23,39
Accidente A2T3	74,29	74,03	81,99	100

Unidades de proceso	L1TI	DL1TI	L1T2	DL1T2	L2T2	DL2T2	LIT3	DLIT3	L2T3	DL2T3
Probabilidad previa	21,51	1,15	10,43	0,86	2,25	0,04	5,18	0,59	0,64	0,02
Accidente TK17	76,74	76,74	72,55	57,26	3,89	2,33	59,51	39,18	2,91	1,43
Accidente TK17T1	76,74	76,74	88,09	88,09	3,89	3,59	79,24	60,28	3,49	2,2
Accidente TK17T2	-	-	88,09	88,09	3,89	3,59	92,75	92,75	3,49	3,39
Accidente TK17T3	-	-	-	-	-	-	92,75	92,75	3,49	3,39
Accidente TK16	61,38	1,47	33,71	0,95	3,79	0,05	17,82	0,61	1,79	0,03
Accidente TK16T1	100	46,92	70,15	29,93	5,42	1,68	47,7	19,32	3,49	0,93
Accidente TK16T2	-	-	100	56,22	4,85	2,51	72,82	35,93	4,56	1,68
Accidente TK16T3	-	-	-	-	-	-	100	56,89	4,22	2,28
Accidente A3	70,09	1,37	49,68	0,92	2,25	0,04	34,37	0,61	0,75	0,75
Accidente A3T1	100	56,57	84,65	35,98	3,16	1,41	68,18	23,33	2,08	0,86
Accidente A3T2	-	-	100	60,16	3,43	2,34	88	38,72	2,6	1,38
Accidente A3T3	-	-	-	-	-	-	100	56,2	2,85	1,98
Accidente A1	46,6	1,36	21,88	0,9	2,47	0,04	10,4	0,6	0,79	0,02
Accidente A1T1	100	4,19	47,24	2,57	2,97	0,11	22,69	1,67	1,17	0,06
Accidente A1T2	-	-	100	6,41	3,01	0,26	48,28	4,02	1,72	0,16
Accidente A1T3	-	-	-	-	-	-	100	9,12	1,81	0,33
Accidente A2	21,51	1,15	10,43	0,86	54,98	0,49	5,19	0,59	12,88	0,09
Accidente A2T1	21,51	1,15	10,43	0,86	74,22	0,65	5,19	0,59	17,34	0,12
Accidente A2T2	-	-	14,51	1,56	100	1,56	7,41	1,04	23,39	0,27
Accidente A2T3	-	-	-	-	-	-	16,39	3,35	100	3,35

