

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



**Trabajo de Diploma**

*Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico*

***Título:*** *Propuesta de evaluación de los riesgos por incendios y explosiones que pueden ocurrir en la etapa de destilación atmosférica en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”*

**Autor:** Yaidirys Alfonso Ramírez

**Tutor:** Jeniffer Nuñez Bouza

**Matanzas, Cuba**

**2021**

## *Declaración de Autoridad*

---

Yo, Yaidirys Alfonso Ramírez, declaro que soy la única autora de este Trabajo de Diploma y lo pongo a disposición de la Universidad de Matanzas, para hacer uso del mismo con el objetivo y finalidad que se estime conveniente.

---

Yaidirys Alfonso Ramírez

## *Nota de Aceptación*

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

Presidente del Tribunal.

---

Firma.

---

Miembro del Tribunal.

---

Firma.

---

Miembro del Tribunal.

---

Firma.

## ***Dedicatoria***

*Dedico este Trabajo de Diploma:*

- *A mi Dios porque gracias a Él pude comenzar mi carrera y llegar hasta el final.*
- *A mi mamá porque sin ella no hubiese sido posible obtener este logro y por ser de gran inspiración para mi vida.*
- *A mi papá por apoyarme en todo y ser de gran ayuda para mí.*
- *A mis abuelos, mis hermanos, mis tíos, mis primos, Monchito y a todas mis amistades por ayudarme a cumplir este sueño.*
- *A mi tutora Jeniffer por prestarme tanta atención y estar ahí siempre que la necesité.*
- *A mis profesores por su entrega y enseñarme todos sus conocimientos.*
- *A mis compañeros de aula.*

# *Agradecimientos*

- *Primero que nada mi mayor agradecimiento es para mi Dios, nada de esto hubiese sido posible sin su ayuda y su amor incondicional. Todo lo que soy y lo que tengo es gracias a Él.*
- *Muy agradecida con mi mamá porque ella lo es todo para mí y porque ha sido la persona que más me ha consentido, apoyado e inspirado toda mi vida. Te Amo Mommy.*
- *A mi papá por ser un gran ejemplo de profesionalidad y siempre animarme a estudiar y a lograr todas mis metas. Gracias por tu apoyo y tu amor Daddy. Te Amo.*
- *A mi abuelita Isabel por tanto amor y mimarme siempre, gracias por todo abuela. Te Amo mucho.*
- *A mis abuelos, mis tíos, mis primos por ser tan especiales conmigo y demostrarme cada día su amor. Los Amo.*
- *A Monchito por quererme y apoyarme, a los pastores y los hermanos de la iglesia porque siempre que lo necesité estuvieron orando por mí.*
- *A mi tutora Jeniffer por ser tan paciente, tan entregada y ayudarme en todo. Gracias a ella cumplo este sueño.*
- *A mi mejor amiga y el resto de mis amistades, a mis compañeros de aula, sobre todo a Cristell y Yaile, han sido de gran ayuda e importancia para mí.*
- *A mis profesores por enseñarme con gran cariño.*

*Muchísimas Gracias a Todos.*

## **Resumen**

En el presente trabajo se realizó una investigación para proponer la evaluación por riesgo de incendio y explosión en el proceso de destilación atmosférica de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”. Mediante una revisión bibliográfica se analizaron conceptos básicos y se dieron a conocer las diferentes metodologías o índices que permiten cuantificar el impacto económico de posibles accidentes provocados por incendios y explosión. Se selecciona el método del Índice de Dow como el método más eficaz y se propone la aplicación de su metodología al proceso. Se realizó una descripción del proceso.

## **Abstract**

In the present work, an investigation was carried out to propose the evaluation of the risk of fire and explosion in the atmospheric distillation process of the “Camilo Cienfuegos” oil refinery. Through a bibliographic review, basic concepts were analyzed and the different methodologies or indices that allow quantifying the economic impact of possible accidents caused by fires and explosions were revealed. The Dow Index method is selected as the most efficient method and it is proposed to apply its methodology to the process. A description of the process was made.

# Tabla de Contenido

|   |    |
|---|----|
| Introducción .....  | 1  |
| Capítulo 1: Análisis Bibliográfico .....  | 3  |
| 1.1 Aspectos generales sobre riesgo, incendio y explosión .....   | 3  |
| 1.1.1 Conceptos y tipos de riesgo.....  | 3  |
| 1.1.2 Incendio. Definiciones.....   | 5  |
| 1.1.3 Explosión. Conceptos.....   | 7  |
| 1.2 Metodologías para el análisis de riesgo.....  | 7  |
| 1.2.1 Métodos comparativos .....  | 8  |
| 1.2.2 Métodos generalizados .....   | 10 |
| 1.3 Índices de riesgo .....   | 17 |
| 1.3.1 Índices basados en la definición matemática de riesgo .....   | 18 |
| 1.3.2 Índices basados en la carga de fuego .....  | 19 |
| 1.3.3 Índices basados en la peligrosidad de las sustancias químicas .....   | 20 |
| 1.4 Conclusiones Parciales.....   | 23 |
| Capítulo 2: Materiales y métodos .....  | 24 |
| 2.1 Descripción de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo .....                       | 24 |
| 2.2 Metodología para la evaluación del impacto económico a través del Índice de Incendio y Explosión de Dow. .... | 28 |
| 2.2.1 Selección de las Unidades de Proceso Pertinentes y determinación del factor material.....                   | 31 |
| 2.2.2 Factores de Peligrosidad en Unidades de Procesos.....   | 31 |
| 2.2.3 Factor general de peligrosidad del proceso.....   | 32 |
| 2.2.4 Factor especial de peligrosidad del proceso.....  | 34 |
| 2.2.5 Determinación del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso.....                                       | 37 |
| 2.2.6 Determinación del Índice de Incendio y Explosión.....   | 37 |
| 2.2.7 Factores de bonificación en la pérdida del control .....  | 38 |
| 2.2.8 Resumen del análisis de riesgo en la Unidad de Proceso .....  | 41 |
| Conclusiones .....  | 44 |
| Recomendaciones .....   | 45 |
| Bibliografía .....  | 46 |
| Anexos .....  | 51 |

## **Introducción**

Actualmente la sociedad humana moderna se haya sumergida en un mundo totalmente en desarrollo constante, dependiente de las nuevas tecnologías así como los medios para abastecerse, ya sea mediante búsqueda de nuevas y mejores maneras o mediante perfeccionamiento de técnicas ya existentes. La industria moderna se caracteriza por un continuo crecimiento de la potencia unitaria de sus instalaciones con el objetivo de alcanzar mejores rendimientos.

El petróleo es uno de los recursos más preciados a nivel global y su industria se considera el sector más importante de la economía mundial. Es el portador energético más valioso en la historia de la humanidad, el mismo es un recurso natural no renovable que aporta el mayor porcentaje de la energía que se consume en el mundo.

Las plantas químicas y petroquímicas han sido históricamente las industrias con mayor registro de desastres laborales y con una mayor probabilidad del aumento del riesgo para provocar una catástrofe de origen tecnológico, aumentando la posibilidad de grandes accidentes con un fuerte impacto sobre personas, el medio ambiente y los bienes. Este tipo de desastre está directamente relacionado con la actuación del hombre en la realización de distintos procesos tecnológicos con determinado grado de peligro y en muchas ocasiones relacionado con el desconocimiento y la incorrecta manipulación de productos químicos peligrosos que, por su carácter tóxico, corrosivo, inflamable, explosivo, oxidante, radioactivo o nocivo entrañan una cierta peligrosidad para los trabajadores. Son innumerables los tristes hechos que recoge la historia como consecuencia de escapes, explosiones o incendios provocados por este sector industrial.

La refinería de petróleo Camilo Cienfuegos es una industria con alta probabilidad para la ocurrencia de accidentes de gran impacto porque se encarga del almacenamiento, manipulación y tratamiento de combustibles, lo que hace que los riesgos de incendio y explosión se encuentren inherentes a la actividad productiva. La sección encargada de la destilación atmosférica del crudo no está ajena a estos riesgos ya que la misma tiene por objetivo extraer los hidrocarburos presentes en el petróleo crudo, lo que conlleva a una destilación multicomponente donde se separan las distintas fracciones que incluyen gases como el metano, gasolina, diesel, naftas, siendo todos ellos productos inflamables.

Estas industrias no cuentan con un estudio que de forma predictiva cuantifique los efectos de accidentes que puedan haber sido ocasionados por incendios o explosión.

**Problema científico:**

¿Cómo predecir los posibles riesgos por incendio y explosiones y sus efectos, en la etapa de destilación atmosférica en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos?

**Hipótesis:**

Si se aplicara un análisis de riesgo mediante la metodología del Índice de Dow de incendio y explosión se podrá predecir la magnitud de los daños ocasionados como consecuencias.

**Objetivo general:**

Proponer la evaluación de los riesgos por incendios y explosiones que pueden ocurrir en la etapa de destilación atmosférica en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

**Objetivos específicos:**

- Describir el proceso de destilación atmosférica en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.
- Proponer la metodología para evaluar el riesgo de incendio y explosión en el proceso que se desea estudiar mediante la herramienta seleccionada.
- Determinar el impacto económico por concepto de riesgo de incendio y explosión en el proceso en estudio.

## **Capítulo 1: Análisis Bibliográfico**

El presente capítulo aborda diferentes definiciones relacionadas con riesgo y seguridad industrial, específicamente los riesgos por incendio y explosión. Se enuncian términos y definiciones que resultan básicos y de gran importancia en relación con la identificación de los peligros tecnológicos y la evaluación de riesgos, en instalaciones en que se manipulan sustancias peligrosas y que exponen a la población, la economía, al medio ambiente y otros elementos del medio físico ubicado en su entorno. Son planteados también en esta sección, los diversos tipos de metodologías usadas en la evaluación de riesgos, las cuales están estructuradas por diferentes métodos que son aplicados según la institución objeto de estudio, la profundidad del análisis que se requiere, el presupuesto con que se cuenta, las sustancias químicas involucradas en el proceso y otros factores, en general. Se establece una clasificación en función del grado de especificidad y se analiza entonces el fundamento de cada una de estas metodologías dando la posibilidad de compararlas en cuanto al ámbito de aplicación, el nivel de descripción y los factores que consideran para hacer la evaluación.

### **1.1 Aspectos generales sobre riesgo, incendio y explosión**

El desarrollo científico y tecnológico llevado a cabo en las instalaciones industriales del país, va acompañado de riesgos de incendio y explosión, para esto resulta necesario asumir un trabajo sistemático intenso con el objetivo de lograr una adecuada formación de los trabajadores que garantice su conocimiento pleno en aras de prevenirlos, controlarlos y en caso de materializarse enfrentarlos a ellos con la eficacia requerida.

Entre los diferentes accidentes que pueden ocurrir en las industrias químicas, petroquímicas o en instalaciones que almacenan combustibles se encuentran los escapes, los incendios, las explosiones y la formación de nubes de gas. Se ha realizado una búsqueda bibliográfica sobre los aspectos relacionados para tener una mejor comprensión del origen, causas y consecuencias de éstos, y de la necesidad evidente de realizar estudios de riesgo que permitan prevenir la ocurrencia de accidentes.

#### **1.1.1 Conceptos y tipos de riesgo**

Los riesgos laborales son considerados por diversos teóricos como un concepto fundamental en la relación hombre – organización.

Creus Sole (2006) señala que los riesgos profesionales son “el conjunto de enfermedades y los accidentes que pueden ocurrir con ocasión o como consecuencia del trabajo. La palabra riesgo indica la probabilidad de ocurrencia de un evento tal como una caída, una descarga eléctrica”

Por su parte Cabaleiro (2010) considera que es toda posibilidad de que un trabajador sufra un determinado daño a su salud, como consecuencia del trabajo realizado.

Como se evidencia en las citas de estos autores, los riesgos laborales están relacionados con algún daño o accidente que pueden tener las personas en una organización, los cuales tiene una probabilidad de ocurrencia dependiendo de las condiciones que ofrezca la organización y los actos que individuo realice, conllevando o transformándose en un daño a su salud

Fagundo (2012) considera de vital importancia el estudio de riesgo en una instalación porque posibilita la preservación de la vida humana y posee una doble incidencia sobre el costo: por una parte, aumenta la seguridad del sistema y reduce o elimina el costo generalmente muy elevado de los accidentes; por otra, permite aumentar la disponibilidad del sistema, se eliminan las paradas y, como consecuencia se incrementa la productividad.

El término riesgo se asocia entonces con la probabilidad de ocurrencia de un determinado peligro. Una definición más precisa la brinda Casal; et al (2001) y es la centrada en el producto de la frecuencia prevista para un determinado suceso por la magnitud de las consecuencias probables:

$$\text{Riesgo} = \text{frecuencia} \times \text{magnitud consecuencias} \quad (\text{Ec 1.1})$$

Es una expresión sencilla, pero de poca aplicación práctica porque requiere identificar todos y cada uno de los peligros presentes en una instalación industrial. Además, es necesario conocer la frecuencia con la que ocurrirá un evento no deseado y la magnitud del daño que se producirá. Esta tarea es muy costosa en términos de tiempo y recursos a emplear, por lo que ha llevado al desarrollo de metodologías encaminadas a la estimación más o menos precisa de estas magnitudes. (Carol, 2001)

Por otra parte, Galán (2012) plantea que las formas más comunes de riesgos en las instalaciones son golpes, contactos térmicos, proyecciones, incendios y explosiones.

Algo que está relacionado con las características peligrosas de las sustancias utilizadas (inflamables, tóxicas o explosivas), con las condiciones de trabajo (temperatura y presión) y con el estado de los materiales de los equipos (fatiga, corrosión). Por tanto, los accidentes pueden ocurrir como consecuencia de errores humanos, fallos de materiales, aparición de condiciones anormales de funcionamiento o desviación del funcionamiento habitual.

Debido a la gran variedad de riesgos, se han propuesto diversas clasificaciones; desde un punto de vista general, se pueden clasificar según Casal (2001) en las tres categorías siguientes:

- Riesgos de categoría A: son los inevitables y aceptados, sin compensación (por ejemplo, morir fulminado por un rayo).
- Riesgos de categoría B: evitables, en principio, pero que deben considerarse inevitables si uno quiere integrarse plenamente en la sociedad moderna (por ejemplo: morir en un accidente aéreo o de automóvil).
- Riesgos de categoría C: normalmente evitables, voluntarios y con compensación (por ejemplo: practicar un deporte peligroso).

Desde el punto de vista más concreto de las actividades industriales, los riesgos pueden clasificarse según Casal (2001) en otras tres categorías:

- Riesgos convencionales: relacionados con la actividad y el equipo existentes en cualquier sector (electrocución, caídas).
- Riesgos específicos: asociados a la utilización o manipulación de productos que, por su naturaleza, pueden ocasionar daños (productos tóxicos, radioactivos).
- Riesgos mayores: relacionados con accidentes y situaciones excepcionales. Sus consecuencias pueden presentar una especial gravedad ya que la rápida expulsión de productos peligrosos o de energía podría afectar a áreas considerables (escape de gases, explosiones).

### **1.1.2 Incendio. Definiciones.**

Galán (2012) define el incendio como una manifestación del fuego que se desarrolla sin control en el tiempo y en un lugar imprevisto provocando daños y pérdidas.

Para García (2014) en la industria los incendios pueden ocurrir de varias maneras que dependen de la naturaleza (propiedades físicas y químicas) y de la disposición del combustible:

- Incendio de líquidos (de sus vapores) en disposición abierta (de charco). El incendio se produce en una condición abierta (no presurizada): las manifestaciones de este tipo de incendio suelen ser la emisión de calor radiante y la de humos.
- Incendio de líquidos (de sus vapores) con rebosamientos violentos. Se presentan en los incendios de tanques para almacenamiento donde la altura del líquido combustible es considerable. Dan lugar a proyecciones o rebosamientos que pueden propagar el incendio.
- Incendio de gases o vapores en nube abierta (bola de fuego). Es el caso de inflamación inmediata de una nube de gases o vapores que se ha situado de forma rápida en espacio abierto. Sus efectos intrínsecos son: radiación térmica, muy intensa y de corta duración, originada en una llama voluminosa; evolución hacia la forma de hongo por el ascenso de gases muy calientes y más ligeros que el aire; sobrepresión no significativa. Este caso se da, con efectos muy altos, cuando se produce la explosión con evaporación de gases licuados inflamables.

Díaz (2013) plantea que un incendio es una reacción química de oxidación - reducción fuertemente exotérmica, donde los reactivos son el oxidante y el reductor. En terminología de incendios, el reductor se denomina combustible y el oxidante, comburente; las reacciones entre ambos se denominan combustión. Para que un incendio se inicie es necesario que el combustible y el comburente se encuentren en espacio y tiempo en un estado energético suficiente para que se produzca la reacción entre ambos. La energía necesaria para que tenga lugar dicha reacción se denomina energía de activación; esta energía de activación es la aportada por los focos de ignición. La reacción de combustión es una reacción exotérmica. De la energía desprendida, parte es disipada en el ambiente donde produce los efectos térmicos del incendio y parte calienta a más reactivos; cuando esta energía es igual o superior a la necesaria, el proceso continúa mientras existan reactivos. Se dice entonces que hay reacción en cadena. Por lo tanto, para que un incendio se inicie tienen que coexistir tres factores: combustible, comburente y foco de ignición que conforman el conocido "triángulo del fuego"; y para que el incendio progrese,

la energía desprendida en el proceso tiene que ser suficiente para que se produzca la reacción en cadena.

### **1.1.3 Explosión. Conceptos**

En general se puede definir una explosión como una liberación repentina de energía, que genera una onda de presión que se desplaza alejándose de la fuente mientras va disipando energía. Esta liberación tiene que ser, no obstante, bastante rápida y concentrada para que la onda que se genera sea audible. No es necesario, pues, que se produzcan daños para poder 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. (Casal, 2001)

Autores como Sherritt Power Energas. S.A, (2007) plantean que una explosión es un proceso simple que involucra la producción de una onda de sobrepresión, resultante de una generación rápida de energía. La onda de sobrepresión ejerce una fuerza de corta duración sobre los objetos en su trayectoria y decrece en intensidad cuando se aleja de la ubicación de la explosión.

Para Aboud, (2008) la explosión es un lanzamiento repentino y violento de energía. El origen de este tipo de evento puede ser diverso (reacción fuera de control, colisión, etcétera.), pero una de las causas más frecuentes es la acción del fuego sobre un recipiente. Por otra parte, de vez en cuando sucede durante el transporte, ya sea por carretera o por tren. Es un accidente que ocurre con cierta regularidad: las sustancias que lo pueden producir (butano, propano, cloruro de vinilo, cloro, etcétera.) son relativamente habituales en la industria, y abundan las instalaciones susceptibles de sufrirlo (depósitos, cisternas).

## **1.2 Metodologías para el análisis de riesgo**

Para identificar los peligros presentes en una instalación industrial existen metodologías que, además, son ampliamente utilizadas para predecir la frecuencia con que ocurrirá un evento no deseado, así como conocer la magnitud del daño que se producirá. Estas evaluaciones pueden realizarse desde una perspectiva cualitativa donde se requiere un amplio conocimiento del proceso en estudio, a diferencia de los métodos cuantitativos, los cuales se caracterizan por recurrir a cálculos numéricos que tributan a una serie de índices que cuantifican daños. Existe un sinfín de metodologías encaminadas a identificar

peligros y/o evaluar riesgos ya sea bajo una perspectiva cualitativa o bajo métodos cuantitativos. (Carol, 2001)

Casal, (2001) refleja como los métodos más utilizados para el análisis de riesgos:

- **Métodos cualitativos:** Auditoría de seguridad (Safety review) análisis histórico de accidentes, análisis preliminar de peligros (Preliminar Hazard Analisis, PHA), listados de control, análisis de peligro y operabilidad (Hazard and Operability Analisis, HAZOP) y análisis de modos de fallo y efectos (Failure Moda and Effect Analisis, FMEA).
- **Métodos semicuantitativos:** Índice DOW, Índice Mond, Índice SHI y MHI (Substance Hazard Index and Material Hazard Index), Árboles de fallos (Fault Tree, FT) y Árboles de sucesos (Event Tree, ET).

Según GUIAR (2008) básicamente existen dos tipos de métodos para la realización de análisis de riesgos, si atendemos a los aspectos de cuantificación:

Métodos cualitativos: se caracterizan por no recurrir a cálculos numéricos. Pueden ser métodos comparativos y métodos generalizados.

Métodos semicualitativos: los hay que introducen una valoración cuantitativa respecto a las frecuencias de ocurrencia de un determinado suceso y se denominan métodos para la determinación de frecuencias, o bien se caracterizan por recurrir a una clasificación de las áreas de una instalación en base a una serie de índices que cuantifican daños: índices de riesgo.

La elección de la metodología a utilizar, depende del grado de detalle, la precisión de los datos, la fiabilidad de la información, y los recursos disponibles para el análisis. Con el análisis de riesgo se busca comprender el riesgo, avanzando sobre conceptos obtenidos en la "identificación". Y sobre esta base se estima la probabilidad de ocurrencia de un evento (posible riesgo) y la gravedad de su impacto en los objetivos, procesos o actividades (García *et al.*, 2015).

### 1.2.1 Métodos comparativos

Para autores como GUIAR (2008) se fundamentan en la utilización de técnicas obtenidas de la experiencia adquirida en equipos e instalaciones similares existentes, así como en

el análisis de sucesos que hayan ocurrido en establecimientos parecidos al que se analiza.

Según Orozco (2009) se basan en la experiencia previa acumulada en un sector industrial determinado. Son muy utilizados en el análisis preliminar de riesgo.

Algunos de los métodos comparativos más utilizados son:

- Lista de Comprobación o Verificación.
- Análisis Preliminar de Peligros (APR).
- Análisis Histórico de Accidentes.

### **Lista de Comprobación o Verificación.**

Este método es un procedimiento fácil y controlado. Está especialmente adaptado para garantizar el cumplimiento de normas o reglamentos técnicos y permite la reproducibilidad del análisis de forma periódica, permitiendo estudiar el comportamiento de diferentes variables en el tiempo. No obstante, dependiendo de la calidad de la lista de comprobación o del grado con que se adapte a la planta analizada, puede pasar por altos peligros evidentes no contemplados en las listas o incidir excesivamente en puntos que sin lugar a dudas no plantean peligros importantes. En ese sentido, no es un método creativo. Bonilla (2007)

Para Orozco (2009) no es más que una guía que permite revisar un proceso e identificar carencias de seguridad o áreas que requieren un estudio más profundo. Esta lista debe ser elaborada a partir de códigos, regulaciones y estándares aplicables y debe ser aprobada por el personal designado en cada planta química antes de ser aplicada. El alcance debe cubrir factores humanos, sistemas e instalaciones. Debe ser tan extensa como sea necesario para satisfacer la situación específica que se analiza, debe ser aplicada de forma que permita identificar y evaluar los problemas que requieren mayor atención.

### **Análisis Preliminar de Peligros (APR).**

Es un método basado en la búsqueda bibliográfica de peligros que pueden hallarse presentes en una nueva instalación a partir de la lista de productos químicos presentes. (Carol, 2001)

Según GUIAR (2008) es utilizado únicamente en la fase de desarrollo de las instalaciones y para casos en los que no existen experiencias anteriores, sea del proceso o del tipo de instalación. Selecciona los productos peligrosos existentes y los equipos principales de la planta y revisa los puntos en los que se piensa que se pueda liberar energía de forma incontrolada en: materias, equipos de planta, componentes de sistemas, procesos, operaciones, instalaciones, equipos de seguridad, etcétera. Los resultados del análisis incluyen recomendaciones para reducir o eliminar estos peligros, siempre de forma cualitativa. Requiere relativamente poca inversión en su realización (2 o 3 personas con experiencia en seguridad, códigos de diseño, especificaciones de equipos y materiales), por lo que es adecuado para examinar los proyectos de modificaciones o plantas nuevas en una etapa inicial.

### **Análisis Histórico de Accidentes.**

Tiene como objetivo primordial detectar los peligros presentes en una instalación, apoyándose en accidentes registrados anteriormente en otras instalaciones similares. Analizando esos antecedentes es posible conocer las fuentes de peligro, estimar el alcance posible de los daños e incluso, si la información es suficiente, estimar la frecuencia de ocurrencia. (Carol, 2001).

Para autores como GUIAR (2008) consiste en el estudio de los accidentes registrados en el pasado en plantas similares o con productos idénticos o de la misma naturaleza que los que estamos analizando. La principal ventaja radica en que se refiere a accidentes que ya han ocurrido, por lo que el establecimiento de hipótesis de posibles accidentes se basa en casos reales. No obstante, en los bancos de datos existentes, no se cubren todos los casos posibles, sino sólo los que se han dado, además de que los datos de que dispone pueden no ser completos.

Se basa en diferentes tipos de informaciones:

- Bibliografía especializada.
- Bancos de datos informatizados de accidentes.

### **1.2.2 Métodos generalizados**

Los métodos generalizados de análisis de riesgos se basan en estudios de las instalaciones y procesos muchos más estructurados desde el punto de vista lógico

deductivo que los métodos comparativos. Normalmente siguen un procedimiento lógico de deducción de fallos, errores, desviaciones de equipos, instalaciones, procesos, operaciones, que trae como consecuencia la obtención de determinadas soluciones para este tipo de eventos. (GUIAR, 2008)

Generalmente se utilizan en una etapa posterior al análisis de riesgo, cuando se han seleccionado aquellos que ameritan una evaluación con mayores niveles de detalle.

Entre estos se destacan:

- Análisis de Peligro y Operatividad (por sus siglas en inglés HAZOP)
- Análisis “¿Qué sucedería si...?” (What if?)
- Análisis de modalidades de falla y sus efectos (FMEA)
- Análisis de árbol de fallas (FTA)
- Análisis de árbol de eventos (ETA)

Para Garza, (2007) proporcionan esquemas de razonamiento aplicables en principio a cualquier situación, que los convierte en análisis versátiles de gran utilidad. Para GUIAR (2008) los métodos generalizados de análisis de riesgos, se basan en estudios de las instalaciones y procesos mucho más estructurados desde el punto de vista lógico-deductivo que los métodos comparativos. Normalmente siguen un procedimiento lógico de deducción de fallos, errores, desviaciones en equipos, instalaciones, procesos, operaciones, etcétera, que trae como consecuencia la obtención de determinadas soluciones para este tipo de eventos.

### **Análisis de peligros y operabilidad (HAZOP)**

El análisis de peligros y operabilidad (Hazard and Operability Analysis, HAZOP), conocido también como análisis de riesgo y operabilidad o análisis funcional de operabilidad (AFO) o análisis operativo (AO), es un método que fue diseñado en Inglaterra en la década de los sesenta por Imperial Chemical Industries (ICI) para aplicarlo al diseño de plantas de fabricación de pesticidas. Casal, J. et.al, (2001).

Según Orozco, et.al (2007b) esta metodología permite establecer los peligros asociados a una planta o parte de ella, tanto en la fase de diseño (ingeniería básica e ingeniería de

detalle), como durante la operación de la planta (ej.: al introducir modificaciones en los procesos). Generalmente, se utiliza como herramienta en el análisis de riesgo en aquellas unidades u operaciones críticas, donde los accidentes pueden revestir serias consecuencias. Dichas unidades u operaciones se seleccionan a partir de una evaluación preliminar con métodos más sencillos.

Para Mendoza (2009) el HAZOP es una técnica de identificación de riesgos inductiva basada en la premisa de que los accidentes se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto de los parámetros normales de operación.

Nolan (2011) plantea que HAZOP es una técnica de revisión cualitativa de investigación sistemática. Se emprende para realizar un examen crítico sistemático del proceso que ya se encuentra en funcionamiento o que está en la fase de proyecto. Para evaluar el potencial de riesgo que se levanta en conjunto de la desviación en las especificaciones del plan y los efectos en la industria en general. Esta técnica normalmente se realiza por un equipo calificado que usa una técnica de incitar palabras guías para identificar las preocupaciones del plan intencional. De estas palabras guías, el equipo puede identificar escenarios que pueden resultar un riesgo o un problema operacional. Entonces se discuten las consecuencias del riesgo y medidas para reducir la frecuencia con que el riesgo ocurrirá. Esta técnica ha ganado la aceptación entre las industrias de procesos, como una herramienta eficaz para la seguridad de la planta y mejoras de operabilidad.

El análisis HAZOP es una técnica deductiva para la identificación, evaluación cualitativa y prevención del riesgo potencial y de los problemas de operación derivados del funcionamiento incorrecto de un sistema técnico. El análisis pretende, mediante un protocolo relativamente sencillo, estimular la creatividad de un equipo de expertos con diferente formación para encontrar los posibles problemas operativos. Casal et.al (2001)

### **Etapas del análisis Hazop.**

**Definición de nodos:** El proceso se divide en partes más pequeñas (o subsistemas) denominados "Nodos". El facilitador o líder de equipo del estudio Hazop, a partir de su experiencia, y teniendo en cuenta los aspectos y criterios de la empresa, debe hacer una propuesta de división del proceso en distintos nodos y elaborar una lista ordenada de los mismos.

**Definición de la intención del nodo:** Aquí se describe la operación segura que se espera del nodo, indicando los rangos operativos normales de los parámetros más significativos (caudal, presión y temperatura, etc.).

**Selección de los parámetros de proceso:** El facilitador realizará una propuesta de los parámetros a considerar en cada nodo del estudio, y el grupo decidirá cuales se consideran aplicables finalmente. Los parámetros se tratan de variables que se pueden medir o detectar y que describen ciertos aspectos físicos del proceso. En caso de desviación respecto a las condiciones fijadas en el descriptivo de intención, pueden llevar al proceso a una condición peligrosa en ausencia de salvaguardas.

### **Selección de palabras guía.**

El análisis queda representado casi exclusivamente por un reducido conjunto de palabras guía estandarizada (Si/No/Más/Menos/Otro/Inverso)

### **Planteamiento de las desviaciones**

El líder de grupo debe generar las desviaciones combinando las palabras guía con los parámetros de proceso: Palabra guía + Parámetro = Desviación

### **Planteamiento de causas.**

La determinación de las causas de las desviaciones es la parte más determinante del estudio Hazop, ya que es sobre lo que se debe actuar en primer lugar. La identificación de causas se realizará en bloque para cada desviación propuesta. Las causas deben estar definidas con el suficiente nivel de detalle en su formulación para identificar adecuadamente las consecuencias.

### **Escenarios y consecuencias.**

Un escenario es una situación identificada en un proceso que puede ocasionar daño en caso de que se desarrolle completamente y sin control. Un escenario puede expresarse como una situación de accidente con consecuencias evidentes. Una vez establecidos cada uno de los escenarios es necesario identificar cada una de las consecuencias a partir de la siguiente clasificación: efectos sobre la salud de los trabajadores, efectos sobre la salud del público situado en el exterior del emplazamiento, impacto medioambiental y daño a la propiedad incluyendo pérdida de imagen de la compañía.

### **Análisis de las salvaguardas**

Para cada uno de los escenarios detectados será necesario identificar de forma exhaustiva todas las salvaguardas existentes en la instalación e identificar en la medida

de lo posible sobre qué actúan: causas, eventos habilitadores, mitigación de consecuencias. (Baybutt 2015)

### **Análisis “¿Qué sucedería si...?” (What if?).**

Para GUIAR (2008) consiste en el planteamiento de las posibles desviaciones en el diseño, construcción, modificaciones y operación de una determinada instalación industrial, utilizando la pregunta que da origen al nombre del procedimiento: "¿Qué pasaría si...?". Requiere un conocimiento básico del sistema y cierta disposición mental para combinar o sintetizar las desviaciones posibles, por lo que normalmente es necesaria la presencia de personal con amplia experiencia para poder llevarlo a cabo.

Según Orozco (2009) permite conducir un examen sistemático de una operación o un proceso en base a preguntas de ese tipo. Es una técnica de gran utilidad para la identificación de peligros. Este análisis requiere de un completo conocimiento del proceso a evaluar. Se debe preparar una lista de preguntas del tipo ¿Qué sucedería si...? aplicadas a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de la planta. Una vez identificados los peligros y sus posibles consecuencias, deben señalarse las medidas disponibles para minimizarlos, tales como alternativas en el proceso o modificaciones de la línea de producción.

Es un enfoque que según (Reniers et al, 2005):

- Usa un interrogatorio amplio y bien estructurado para postular los resultados inesperados que pueden resultar en los accidentes o los problemas de rendimiento de sistema
- Determina el cómo las cosas pueden salir mal y considera las consecuencias de ello.

Rubio (2004) considera que es un método de análisis menos estructurado que el HAZOP. Como su nombre sugiere, consiste en cuestionarse el resultado de la presencia de sucesos no deseados que pueden provocar consecuencias adversas.

### **Análisis de modalidades de falla y sus efectos (FMEA).**

Según Muñoz, et.al (2009) es una técnica muy utilizada en los sistemas de calidad para identificar causas de fallos. Se inicia el estudio identificando todos los equipos de la planta y estableciendo sus condiciones normales de proceso. Si se da la circunstancia de que

una situación de fallo en un equipo produce una alteración en otro, debe trasladarse esta influencia al estudio del equipo afectado. Una vez conocidas las consecuencias, se deben proponer las acciones de mejora necesarias para eliminar o reducir el peligro. En general, para cada elemento se cumplimenta una tabla con las siguientes columnas: elemento, descripción del equipo, modo de fallo, forma de detección del fallo, efectos del fallo y medidas correctoras.

Según GUIAR (2008) el método consiste en la elaboración de tablas o listas con los posibles fallos de componentes individuales, los modos de fallo, la detección y los efectos de cada fallo.

Es una metodología que tiene como objetivo identificar los modos de falla que representan un mayor riesgo, para posteriormente seleccionar la mejor tarea de mantenimiento a utilizar, ya sea preventiva, predictiva o correctiva. Se emplea para la búsqueda y evaluación de escenarios que puedan representar un impacto adverso para la planta de proceso y emitiendo acciones tendientes a minimizar los mismos. (Mercedes, 2011)

El método consiste en la elaboración de tablas o listas con los posibles fallos de componentes individuales, los modos de fallo, la detección y los efectos de cada fallo (GUIAR, 2008).

### **Análisis de árbol de fallas (FTA)**

Para autores como Balderas y Nelson (2007); Aranguren y Tarantino (2004) es una técnica cuantitativa que permite estimar la probabilidad de ocurrencia de un fallo determinado (suceso capital o "top event") a partir del conocimiento de la frecuencia de ocurrencia de los sucesos iniciadores o causales, mediante la utilización de procesos lógicos inductivos y la confección de una secuencia lógica de sucesos, denominada Árbol de fallos.

Se inicia su aplicación con la identificación de los sucesos capitales tales como explosión de un reactor, fallo del compresor, etcétera. Se establecen entonces los sucesos iniciadores que son capaces, de por sí o en combinación con otros, de desencadenar el suceso capital y se estructura el árbol de fallos mediante puertas lógicas. Posteriormente se asigna a cada suceso básico la probabilidad de ocurrencia, conocida por propia

experiencia o por consulta a bancos de datos sobre la materia, y por último, se calcula la probabilidad de los sucesos compuestos hasta alcanzar el suceso capital.

Para implementar el FTA es recomendable seguir una serie de pasos, siendo estos los siguientes (Martínez A Rosalva, 2007):

- Definir el sistema a estudiar. En forma clara se deben definir: función (¿qué hace?), características (constructivas, y operativas), estado (operativo o no operativo).
- Definir el evento no deseado para el análisis (paro total). En esta etapa se define el evento (falla) que se desee estudiar, con el objetivo de determinar los posibles eventos que lo desencadenen.
- Definir el árbol y su alcance Para esto, se determinan los eventos que están relacionados directamente con el evento no deseado, para determinarlos el paso es preguntarse “que eventos hacen que se presente el fallo total” y en función de esto, se construirá el árbol relacionando cada evento por medio de operadores lógicos (AND, OR, etc.), el alcance está limitado a la cantidad de información que se disponga del sistema (base de datos), experiencia del grupo de estudio y al grado de complejidad que se desee manejar.
- Resolver el árbol de falla Para resolver el árbol de falla, se debe hacer un barrido desde el evento no deseado, hasta llegar a los eventos básicos o eventos no desarrollados que se encuentran en los niveles inferiores, para esto, apoyados en los operadores lógicos se obtiene la función que describe el árbol, la cual es simplificada por medio de los teoremas del algebra de Boole obteniéndose así los eventos más críticos, en los cuales se debe centrar el estudio con el fin de corregirlos y así mejorar la confiabilidad del sistema.
- Análisis cuantitativo Para el análisis cuantitativo del árbol (determinación de la probabilidad de falla o inconfiabilidad), se transformará el diagrama de árbol en un diagrama de bloques de la siguiente manera: Los elementos que lleguen a una compuerta AND se transformarán en bloques en paralelo. Los elementos que lleguen a una compuerta OR se transformarán en bloques en serie.

Acciones a tomar con respecto a las acciones a tomar, por lo general estas están enfocadas hacia los eventos más críticos detectados que conllevan al evento no deseado, con el fin de recomendar acciones para corregirlos y así aminorar la inconfiabilidad del sistema.

## **Análisis de árbol de eventos (ETA)**

Evalúa las consecuencias que tienen lugar a partir de un determinado evento, o sea, se hace énfasis en un evento inicial que ya ha ocurrido y se construye un árbol lógico que evoluciona hacia un efecto final. El evento iniciador puede ser cualquier desviación importante provocada por la falla de un equipo o por error humano. Este método se utiliza para la cuantificación de riesgos (estimación de la probabilidad de ocurrencia). (Orozco, 2009).

Para su puesta en práctica es obligatorio identificar los sucesos básicos o iniciadores y se aplican todas las disyuntivas lógicas que sean procedentes hasta obtener una representación gráfica en forma de árbol horizontal, en la que queden representadas todas las posibles evoluciones del sistema según se den o no las diferentes alternativas planteadas, hasta los sucesos accidentales finales (nube de gas, deflagración, dispersión, etcétera). Balderas y Nelson (2007)

Mediante esta técnica se pretende estructurar la secuencia de eventos básicos que desencadena un tipo de accidente concreto, donde establece también las probabilidades de ocurrencia, si el conocimiento de los sucesos básicos lo permite. Para su aplicación se identifican los sucesos básicos o iniciadores y se aplican todas las disyuntivas lógicas que sean procedentes hasta obtener una representación gráfica en forma de árbol horizontal. En la que quedan representadas todas las posibles evoluciones del sistema según se den o no las diferentes alternativas planteadas, hasta los sucesos accidentales finales (Pulido, 2005).

### **1.3 Índices de riesgo**

Según Garza, (2007) los índices de riesgo son métodos de evaluación de peligros semicuantitativos directos y relativamente simples que dan como resultado una clasificación relativa del riesgo asociado a un establecimiento industrial o a partes del mismo. No se utilizan para estimar riesgos individuales, sino que proporcionan valores numéricos que permiten identificar áreas o instalaciones de un establecimiento industrial en las que existe un riesgo potencial y valora su nivel de riesgo. Sobre estas áreas o instalaciones, puede realizarse posteriormente un análisis más detallado del riesgo mediante otros métodos generalizados. A continuación se muestra una tabla con los índices de riesgos utilizados, clasificados por grado de descripción de la realidad.

**Tabla 1.1:** Índices de riesgos.

| Basados en la definición de riesgo(grado de descripción bajo) | Basados en la carga de fuego(grado de descripción medio) | Basados en la peligrosidad de las sustancias(grado de descripción alto) |
|---|--|---|
| Fine  | MESERI   | IFAL  |
| SEPTRI  | Gretnener  | IFE (de DOW)  |
| HRN   | Coeficientes K   | Mond (de ICI)   |
|   | Coeficientes $\alpha$                                    | CEI (de DOW)  |
|   | ERIC   |   |

*Fuente: Orozco, (2010).*

### **1.3.1 Índices basados en la definición matemática de riesgo**

#### **FINE**

Se trata de un método no exclusivo de la industria química, elaborado y publicado desde 1975, según reporta Montesdeoca (2013). Es apto para valorar cualquier tipo de peligro, de aplicación universal y muy simple pero con poca especificidad y selectividad. El método determina el grado de peligrosidad como un producto de la probabilidad de ocurrencia del suceso por dos coeficientes: uno de consecuencias y otro de exposición al riesgo. Su grado de representación de la realidad de un riesgo concreto es prácticamente nulo.

#### **SEPTRI (Sistema de evaluación y propuesta de tratamiento de riesgo)**

El método evalúa las consecuencias del evento en términos económicos, por ello no es válido para estimar otro tipo de daños susceptibles de ser considerados (daños a las personas y al medio ambiente). Su ámbito de aplicación no se restringe a un peligro concreto, sino que, al igual que el método Fine, es apto para evaluar cualquier factor de peligrosidad. Su aplicación requiere un conocimiento estadístico de las probabilidades de ocurrencia del evento que, por lo general, son difíciles de conocer, resultan incompletas, poco precisas, cuando no inexistentes (Rubio, 2004).

### **1.3.2 Índices basados en la carga de fuego**

#### **MESERI**

Según Garza, (2007) el método MESERI, acrónimo de Método Simplificado de Evaluación del Riesgo de Incendio, fue desarrollado en 1990 por la empresa MAPFRE. Propone el cálculo de un índice simplificado del riesgo de incendio (exclusivamente) y está especialmente orientado a evaluar el riesgo en edificios de uso general.

Implica el conocimiento de las reglas técnicas de protección contra incendios para tener una idea aproximada del nivel de riesgo de incendio asumido en una instalación. Esta sencillez le resta cualquier especificidad, y resulta muy limitada su aplicación sobre riesgos del sector químico, debido a que no se tiene en cuenta las características del proceso, los materiales (reactividad, toxicidad) y los procedimientos de trabajo (Toledo, 2016).

#### **Método de los coeficientes K**

Es un método de evaluación que se basa en suponer que la acción destructora del fuego se desarrolla en dos ámbitos distintos: los edificios y su contenido. Pretende determinar si la estabilidad y la resistencia al fuego de un determinado recinto es suficiente o no en función del riesgo intrínseco del mismo para garantizar el confinamiento del incendio (Toledo, 2016).

Según Fagundo (2012) este método hace una extensa referencia al equipamiento contra incendio y a las medidas de seguridad por lo que resulta demasiado complejo para una utilización operativa.

#### **Método de los factores $\alpha$**

Es un método de evaluación de riesgos parcial muy similar al Coeficiente K, aunque más simple. Pretende determinar si la estabilidad y resistencia al fuego de un determinado recinto es suficiente o no en función del riesgo intrínseco del mismo, de manera que se garantice que, de iniciarse un incendio en su interior, sus consecuencias quedarían confinadas, sin afectar a otros sectores. En general, se trata de un cálculo de la existencia y estabilidad del fuego, y de las posibilidades de confinamiento de un incendio en recintos cerrados. En realidad no es un método de evaluación del riesgo en su estado puro, más bien supone un método de ayuda para el cálculo de los elementos de sustentación y

separación de procesos especialmente peligrosos respecto a fuego-incendio (Domínguez Y., 2014).

### **1.3.3 Índices basados en la peligrosidad de las sustancias químicas**

#### **Índice Mond.**

Fue desarrollado por Imperial Chemical Industries (ICI, 1985). Para aplicarlo es necesario dividir la instalación objeto de estudio en unidades de proceso, lo que da paso a la descripción de los materiales determinantes en el riesgo y a la evaluación del peor caso, obteniendo un primer resultado que es corregido con la modificación de los índices más determinantes y para luego modificar los valores obtenidos mediante la aplicación de factores correctores que tienen en consideración aquellos aspectos que minimizan el riesgo. (Martínez, 2011).

Según Aboud, (2008) el método de los índices de Mond es parecido, en estructura y características, al método de DOW. Las diferencias más importantes son, referidas al método de Mond:

- Considera más detalles en los factores de riesgo y en las protecciones, utilizando por ello más índices correspondientes a los mismos.
- Considera de manera más específica los riesgos para la salud. Anteriormente esta era una diferencia muy relevante, ya que las versiones anteriores del método de DOW no lo hacían; esta diferencia se ha resuelto en la versión número siete.
- Proporciona índices desglosados frente a varios peligros.

#### **Índice IFE de Dow**

Numerosos libros de texto sobre análisis de riesgo en la industria química han dedicado atención especial a este índice, por lo que ha resultado ser una excelente herramienta didáctica para entender los peligros presentes en la industria química (reactividad, inflamabilidad, presión, corrosión, etcétera) y los mecanismos de prevención y protección disponibles (sistemas de control y bloqueo, drenajes, protección contra incendio, etcétera). (Suardin, 2005). (Ver Anexo 1)

El índice de incendio y explosión desarrollado por la empresa Dow y respaldado por la AIChE, es un índice de riesgo exclusivo para incendios y explosión en empresas químicas con riesgo de incendio significativo. Los objetivos del método son: cuantificar el daño

esperado ocasionado por un incendio o una explosión, identificar los equipos que generen el mayor riesgo potencial y priorizar las medidas a adoptar. (Rosero, 2015)

Piedra y Valdivieso (2013) estiman que este índice es una de las herramientas usadas para la evaluación realista del riesgo potencial de fuego, explosión y reactividad química de los equipos de proceso y su contenido. Fue desarrollado en 1964 hasta convertirse en un índice completo que proporciona una medida del riesgo relativo de pérdidas de unidades individuales de proceso debido a fuegos o a explosiones potenciales.

Autores como Gupta, et al (2003); Fibbiani y Moreno (2004); Suardin, et al (2007) y GUIAR (2008), coinciden, que es el índice de peligro más reconocido por la industria química y proporciona información clave para evaluar el riesgo total de fuego y explosión.

El método Índice de Dow de Fuego y Explosión según Suardin (2005) se desarrolla siguiendo las etapas a continuación:

- Dividir la planta en estudio en unidades de proceso para las que se determina su índice de incendio y explosión (IFE).
- Determinar un factor material FM para cada unidad de proceso.
- Evaluar los factores de riesgo, considerando las condiciones generales de proceso (reacciones, transporte, accesos, etc.), denominadas F1, y los riesgos específicos del proceso/producto peligroso, denominados F2.
- Calcular el Factor de Riesgo (F3) como producto de F1 y F2 y el Factor de Daño para cada Unidad determinada en a). El factor de daño es función del factor de riesgo y el factor de material y se obtiene mediante una gráfica que proporciona el manual del método.
- Determinar los IFE como producto de FM y F3 y el área de exposición (AE) para cada unidad de proceso seleccionada. El AE es función del IFE y se obtiene mediante una gráfica que proporciona el manual del método.
- Calcular el valor de sustitución del equipo en el área de exposición.
- Calcular el daño máximo probable a la propiedad (MPPD) real, por consideración de los factores de bonificación, reflejo de los sistemas de protección de los que dispone la unidad.

- Determinación de los máximos días de interrupción (MPDO) y los costos por interrupción de la actividad en estos días, como consecuencia del incendio o explosión en la unidad.

#### **1.4 Conclusiones Parciales**

- En instalaciones o industrias que manejen combustibles los accidentes que pueden ocurrir con mayor frecuencia son los incendios y explosiones.
- El análisis de riesgo en una instalación permite prever accidentes y con ello reducir el costo por indemnización a los trabajadores y daños materiales que ello implicaría.
- El índice de la compañía Dow, es el método más reconocido para evaluar riesgos por incendios y explosión en instalaciones donde se manejan hidrocarburos.

## **Capítulo 2: Materiales y métodos**

En este capítulo, se describe el proceso tecnológico de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo (Anexo 2). Se realiza un análisis detallado de la metodología a emplear en el desarrollo de la investigación, a través del índice de incendio y explosión de DOW y las técnicas que este método permite calcular después de haberlo analizado bibliográficamente en el capítulo anterior siendo este el más aceptado para determinar los riesgos que se puedan presentar en la empresa.

El Índice de Fuego y Explosión (F&EI) es un índice exhaustivo y global que brinda un valor relativo de riesgo de unidades de procesos individuales dañadas debido a incendios y explosiones potenciales. En este epígrafe se hace un análisis de los principales aspectos que desarrolla el método, importante para el estudio de la planta.

Los objetivos del sistema de F&EI son:

- 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.
- Comunicar el riesgo potencial F&EI para la gestión.

### **2.1 Descripción de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo**

El caso de estudio de esta investigación es la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo (Anexo 3 y Anexo 4), la cual se concibe para procesar 430m<sup>3</sup>/h de crudo. Dicho proceso se verifica en dos etapas: la desalación eléctrica y la destilación atmosférica, el cual ocurre a través de métodos físicos (la rectificación y el intercambio de calor) y químicos (la desalación y deshidratación) (Hidalgo, 2012).

#### **Facilidades auxiliares y banco de intercambiadores de calor 1**

El crudo que proviene de la estación de bombeo, a una temperatura de 30 °C y presión de 294 a 784 kPa, se succiona por una bomba de inyección de crudo; posteriormente, se descarga hacia el primer banco de intercambiadores de calor, a 32 °C y 2 370 kPa. Dispone este banco de intercambiadores de calor de dos ramales en paralelo, conformado cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. Ambos ramales se calientan

de forma sucesiva y se unen para llevar el crudo precalentado a 120 °C y 1 078,7 kPa, a la etapa de desalación eléctrica (ver datos de diseño y operación en el anexo 5).

### **Desalación eléctrica**

El sistema de desalación eléctrica posee dos etapas de desalación y un sistema de lavado con agua. A la entrada de esta etapa se inyecta una disolución desmulsificante, con el propósito de favorecer la destrucción de la emulsión presente y así, lograr la desalación del crudo. La primera etapa consta de dos electrodeshidratadores, los que operan en paralelo, donde se mezcla el crudo con agua salada proveniente del sistema de lavado. En la salida de estos electrodeshidratadores se inyecta la disolución desmulsificante, lo cual constituye la alimentación de la segunda etapa de la desalación; los electrodeshidratadores de la segunda etapa tienen un funcionamiento similar a los de la primera. Los efluentes salinos del fondo de estos equipos, tanto en la primera como en la segunda etapa, fluyen a un tambor con disolución salina, en los cuales ocurre una separación de agua y trazas de crudo. El crudo recuperado de estos tambores se descarga a un intercambiador de calor, el que se enfría y luego pasa al cabezal de recolección.

### **Banco de intercambiadores de calor 2**

El banco de intercambiadores de calor número dos tiene similar distribución a la del primer banco de intercambio; en su alimentación se inyecta una disolución de inhibidor de corrosión al 2 %. Dicho banco de intercambio se conforma por dos ramales en paralelo, donde el crudo se calienta sucesivamente en los intercambiadores presentes. En ambos ramales, a la salida de los intercambiadores, el flujo se dirige a dos enfriadores por aire. Después del segundo banco de intercambio de calor, el crudo calentado, desalado y deshidratado, a 225 °C y 588,4 kPa, se dirige a la torre desgasolinadora T-101.

### **Torre desgasolinadora T-101**

El suministro a la torre se distribuye en varias entradas, que van desde el plato número seis al nueve. Por el tope de la T-101 sale la fracción pie 105 °C, a 113 °C y 382,5 kPa, hacia los enfriadores por aire; donde el termino pie se utiliza para nombrar las fracciones de la destilación. Una parte se condensa en dichos enfriadores y pasa a un tambor de reflujo en el tope de la torre, con una temperatura de 55 °C; los gases del tambor de

reflujo van hacia un enfriador por aire. El exceso de reflujo pasa a través de enfriadores por aire y luego a un enfriador. En la línea de salida del tope y en la de reflujo, se inyecta solución al 2 % de inhibidor de corrosión.

Desde el fondo de la torre T-101 sale crudo desgasolinado, a 259 °C y 480,5 kPa, el cual se descarga hacia el horno de esta, para reinyectarlo por dos corrientes a la torre T-101, por debajo del plato número uno. Por el fondo de la torre se succiona el caudal de crudo desgasolinado, el cual se descarga a un horno de la torre de destilación atmosférica.

### **Torre de destilación atmosférica T-102**

El flujo que va al horno de la torre, se divide en tres partes para alimentar a cada sección del mismo. Proveniente de este horno se alimenta por dos líneas el petróleo desgasolinado (fondo de T-101), a 365 °C y 1 569,1 a 608 kPa a la torre de destilación atmosférica T-102, por el plato número seis. En la línea de salida del tope y en la de reflujo de la torre T-102 se inyecta inhibidor de corrosión al 2 %. Por el tope de la torre sale la fracción pie 120 °C hacia los enfriadores por aire, a 105 °C y 68,6 kPa. Esta fracción se enfría hasta una temperatura 70 °C y va al tambor de reflujo del tope de dicha torre. Desde este tambor se succiona el producto a la T-102, cuya descarga va a un enfriador por aire y de este pasa a otro intercambiador de calor; luego, sale de allí, hacia el tope de la torre. En el tambor el exceso de pie 120 °C se descarga a un enfriador por aire y luego pasa a un enfriador; la salida de este enfriador va a un tambor de reflujo. De la torre de destilación atmosférica T-102, se extraen cuatro cortes laterales:

- Fracción 120-180 °C: se extrae por los platos 45 y 47; va a la parte superior de la primera sección de la torre despojadora T-103 (134 °C y 166,7 kPa).
- Fracción 180-230 °C: se extrae entre los platos 34 y 36; va a la parte superior de la segunda sección de la torre despojadora T-103 (195 °C y 166,7 kPa).
- Fracción 230-270 °C: se extrae entre los platos 22 y 24; va a la parte superior de la tercera sección de la torre despojadora T-103 (252 °C y 176,5 kPa).
- Fracción 270-350 °C: se extrae entre los platos 12 y 14; esta se ramifica en dos líneas que van a intercambiadores, para ceder calor al crudo desalado y de esta forma, pasa a enfriadores por aire (313 °C y 176,5 kPa).

De la torre T-102 se extraen tres reflujo recirculantes, los cuales se aprovechan para ceder calor en el primer banco de intercambiadores y de esta forma precalentar el crudo,

antes de su desalación. Por el fondo de la torre T-102 sale el crudo reducido a 344 °C y 176,5 kPa; posteriormente, pasa a la entrada del segundo banco de intercambiadores de calor y se ramifica en dos líneas. El crudo reducido se dirige al banco de intercambiadores número uno para ceder calor a contracorriente, al crudo que se precalienta. Dicho crudo reducido va hacia enfriadores por aire, los cuales trabajan en operación normal en serie, pero según la condición de este crudo tienen la facilidad de trabajar en paralelo. Adicionalmente, se cuenta con una línea de vapor sobrecalentado hacia la torre T-102.

### **Torre despojadora T-103**

Esta torre cuenta con tres secciones, donde a cada una de ellas llegan las fracciones desde la torre de destilación atmosférica T-102. Las fracciones 120 - 180 °C, 180 - 230 °C y 230 - 270 °C entran a la parte superior del primer, segundo y tercer despojador, respectivamente. Para despojar las fracciones ligeras se suministra vapor de agua sobrecalentado.

### **Torre estabilizadora T-104**

En el tambor de inyecto de la torre estabilizadora T-104 se recolectan los excesos de gas y de reflujo de los tambores precedentes, donde la temperatura de entrada es de 50 °C y presión de 382,5-294 kPa. Adicionalmente, desde uno de los tambores precedentes de la torre T-104 entra el exceso, para posteriormente pasar a un enfriador de la fracción 120°C. La salida de este enfriador va al tambor de la torre, mezcla que se denomina fracción 70-120°C inestable. Dicha fracción, a 50 °C y 382,5-294 kPa, se dirige a dos intercambiadores de calor y posteriormente entra a la torre estabilizadora T-104, en los platos 25, 27 y 31, a 179 °C y 2186,9 kPa.

Por el tope de la torre sale la fracción pie 70 °C inestable, a 110 °C y 706 kPa, que se dirige hacia tres enfriadores por aire. Esta fracción inestable, luego entra a un enfriador por agua (55 °C), y posteriormente pasa al tambor de reflujo del tope de la torre T-104. Desde el tambor de reflujo se succiona el producto para llevarlo al tope de la torre, a una temperatura de 51 °C. El exceso de la fracción pie 70 °C se descarga hacia un enfriador por agua y posteriormente, va a la sección de fraccionamiento de gases. Por el fondo de la torre T-104, a una temperatura de 197 °C, se succiona la fracción 70-120 °C estable, que va al horno de esta torre estabilizadora; la fracción procedente del horno entra al plato 1 de dicha torre. La otra salida de la fracción 70-120 °C estable sale a una

temperatura de 130 °C y se dirige hacia las tres secciones de un enfriador por aire, donde disminuye su temperatura a 55 °C y luego, pasa a un intercambiador por agua.

## **2.2 Metodología para la evaluación del impacto económico a través del Índice de Incendio y Explosión de Dow.**

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

La aplicación del método permite cuantificar numéricamente:

1. 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).
2. 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- 50m. El máximo daño probable, evaluado como costo económico del accidente, debido a la pérdida de instalaciones.
3. 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.
4. El daño derivado de la pérdida de la producción, como producto de los días de indisponibilidad de la planta por el valor perdido de la producción. Se sugiere utilizar un factor multiplicador de 0,7 para tener en cuenta ciertos rendimientos de los costos fijos.

Para aplicar el índice, la documentación básica necesaria y datos de planta a recopilar serían:

Documentación básica:

- Planos de implementación. (Útiles para dibujar los círculos e identificar unidades).
- Diagramas de flujo.

- Dependiendo del nivel de información incorporado en los diagramas de flujo, pueden ser también necesarios los planos de tuberías e instrumentación (PID) y las hojas de especificación de ciertos equipos críticos.

Datos de cada unidad:

Identificación de las sustancias procesadas y sus principales parámetros:

- Factor de material.
- Propiedades físicas: entalpía de combustión, temperatura de destello (flash-point) y temperatura de ebullición.

Datos de proceso:

- Presión de tarado de los sistemas de alivio.
- Temperatura y presión de operación.
- Estado del producto: gas, gas licuado, líquido, líquido viscoso, sólido pulverulento, sólido compacto o granulado.
- Cantidades retenidas de producto en las diferentes secciones del proceso.

Para desarrollar un F&EI, se necesita lo siguiente:

1. Un plano exacto de la planta.
2. Un diagrama de flujo del proceso.
3. Esta guía de F&EI, séptima edición.
4. Una forma de F&EI
5. Una forma de los factores de crédito de pérdida de control.
6. Una forma de resumen de análisis de unidades de proceso.
7. Una forma de resumen de análisis de riesgo de una unidad manufacturada
8. Datos de costo de reposición para el equipamiento de estudio instalado en el proceso.

El procedimiento a seguir se lista a continuación. Se presenta una carta de flujo para el procedimiento para el cálculo de análisis de riesgos.

1. La selección de las Unidades de Proceso Pertinentes que se consideran de importancia clave para el proceso y que tendrían impacto sobre la magnitud de un fuego o explosión potencial.

2. Se determina el Factor Material (MF) para cada unidad de proceso. El MF para un material en particular en la Unidad de Proceso se obtiene de AIChE, (1994).
3. Se calcula el Factor General de Peligrosidad del Proceso (F1) con la aplicación de las penalidades apropiadas.
4. El cálculo se completa para el Factor Especial de Peligrosidad del Proceso (F2) con la aplicación de las penalidades apropiadas.
5. Se realiza la determinación del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3), mediante el cálculo del producto de los Factores General y Especial de Peligrosidad del Proceso.
6. La determinación del F&EI se hace por el cálculo del producto del Factor de Peligrosidad de Unidad de Proceso y el Factor Material.
7. La determinación del Área de Exposición alrededor de la Unidad de Proceso que se está evaluando se hace a partir del radio de exposición.
8. Se hace la determinación del valor de reposición de todos los equipos dentro del Área de Exposición y el inventario. Se multiplica por el factor de actualización del costo al 2018.
9. Se determina el factor de daño (DF), el cual representa el grado de exposición a las pérdidas, se realiza con el uso de la figura del anexo 6, basada en el MF y el Factor de Peligrosidad de Unidad de Proceso.
10. Se realiza la determinación del Máximo Daño Probable a la Propiedad Base (MPPD Base), multiplicando el valor del área de exposición por el Factor de Daño.
11. Se calcula el factor de bonificación en función de diversos parámetros que disminuyen la incidencia de fuegos y explosiones. La multiplicación del Factor de Bonificación por Control de Pérdidas con la MPPD Base permite la determinación del MPPD Actualizado.
12. Se realiza la determinación de los Máximos Días Probables de Indisponibilidad (MPDO) a través de la figura del anexo 7, conociendo el MPPD Actualizado.
13. Se realiza el cálculo del daño económico por la pérdida de producción (proporcional al valor de pérdidas por este concepto durante los días de indisponibilidad), es la Interrupción de Negocios (BI) donde el MPDO se multiplica por el Valor de la Producción de un Año (VPA) y por 0,70 entre 30.

### **2.2.1 Selección de las Unidades de Proceso Pertinentes y determinación del factor material.**

La primera etapa en el cálculo del F&EI requiere el empleo de un procedimiento eficiente y lógico para determinar cuáles unidades de proceso deberían estudiarse. Una unidad de proceso se define como una parte mayor de un equipamiento del proceso.

Existen factores importantes para la selección de las Unidades de Proceso, que incluyen:

1. Energía química potencial. (Factor Material).
2. Cantidad de materiales peligrosos en la Unidad de Proceso.
3. Densidad del capital. (dólares por pie cuadrado).
4. Presión y temperatura de proceso.
5. Análisis histórico de problemas que resultaron en un incidente de fuego y explosión.
6. Unidades críticas de la operación en la planta.

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

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

### **2.2.2 Factores de Peligrosidad en Unidades de Procesos.**

Luego de determinar el factor material adecuado, la siguiente etapa es calcular el Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3). Este es el término que se multiplica por el factor material para obtener el F&EI.

El valor numérico de este factor 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.

Cuando se calculan las penalidades del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso, F3, se selecciona un instante específico en el tiempo, durante el cual el material bajo esta consideración está en el estado más peligroso de operación normal. Se deben considerar las operaciones de arrancada, continua y cierre como estados operacionales.

En el sistema del F&EI, solo un peligro puede evaluarse en un tiempo. Si el MF se basa en líquidos inflamables en la Unidad del Proceso, no se toman penalidades relacionadas a polvos combustibles. Se reporta solo el cálculo del mayor F&EI.

### 2.2.3 Factor general de peligrosidad del proceso.

Los peligros generales del proceso son factores que juegan un rol primario en la determinación de la magnitud de un incidente de pérdida. Para evaluar la exposición al riesgo de cada Unidad de Proceso 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.

- Manejo del material y transferencia el cual se evalúa cuando hay posibilidad de incendio en la Unidad de Proceso durante el manejo, transferencia y almacenamiento de materiales. La tabla 2.3 muestra las penalidades para diferentes situaciones.

**Tabla 2.1:** Penalidades para el manejo de material y transferencia.

| Comportamiento de la sustancia               | Penalidad |
|--|-----------|
| Líquidos o gases inflamables de $N_F=3$ o 4. | 0,85      |
| Combustibles líquidos.                       | 0,25      |

- Drenaje de control y 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.

Para evaluar el drenaje adecuado para el control de derrames, es necesario estimar el volumen combinado de material combustible inflamable y también la cantidad de agua necesaria en caso de incendio, para un drenaje seguro.

1. El cálculo del F&EI de capacidad de drenaje se basa en lo siguiente:

a. Para facilidades de proceso y almacenamiento, usar 100% de la capacidad del tanque a lo largo de la unidad a favor del 10% del tanque.

b. Asumir 30 minutos de flujo necesario de agua. (Para químicos muy peligrosos usar 60 min).

2. Selección de la penalidad. Esta se tiene en cuenta de acuerdo con la situación que se plantee. En la tabla 2.4 se muestran las distintas penalidades.

**Tabla 2.2:** Penalidades para el drenaje y el control de derrames.

| Situación                                    | Uso  | Exposición  | Penalidad |
|--|--|---|-----------|
| Terraplenes                                  | Prevenir que los derrames vayan a otras áreas  | Todo el equipamiento dentro del terraplén                 | 0.50      |
| Área llana alrededor de la unidad de proceso | Permitirá que los derrames se extiendan fuera  | Grandes áreas a ocurrir un incendio si ocurre la ignición | 0.50      |
| Zanja  | No se conocen los requerimientos de distancia. | Líneas de utilidad  | 0.50      |

Un diseño de terraplén que rodee tres lados de un área y los derrames directos van a una zanja de drenaje no explosivo no recibe penalidad si se conocen los siguientes criterios:

1. La pendiente a la base o zanja es un mínimo de un 2% para superficies de tierra o un 1% para superficies duras.
2. La distancia al equipamiento desde el borde más cercano de la zanja a la base es al menos 50 ft (15 m).
3. La base tiene la capacidad de como mínimo, la suma de 1.a. y 1.b.

Un drenaje excelente se requiere para evitar este tipo de penalidades.

Una vez que ha sido evaluado todos los peligros generales del proceso, se realiza la suma del factor base y todos los factores de penalidad aplicados en esta sección. El total es el denominado Factor General de peligrosidad del proceso (F1).

#### 2.2.4 Factor especial de peligrosidad del proceso.

Los peligros especiales del proceso son los factores que contribuyen primeramente a la probabilidad de un incidente de pérdida. Estos están compuestos de condiciones de proceso específicas que han provocado incidentes de incendio y explosiones. En la tabla 2.5 se muestran las penalidades de los diferentes casos de peligro.

**Tabla 2.3:** Penalidades de los factores de peligro.

| Factores   | Condiciones   | Penalidad |
|--|---|-----------|
| Materiales tóxicos                                   | Complican la responsabilidad del personal de emergencia.  | 0.20 x NH |
| Operación dentro o cerca del rango de inflamabilidad | Tanques que almacenan líquidos inflamables  | 0.50      |
|  | Equipos de procesos o tanques de almacenamiento de procesos que puedan estar dentro o cerca del rango de inflamabilidad | 0.30      |
|  | Proceso u operaciones que están por naturaleza siempre dentro o cerca del rango de inflamabilidad                       | 0.80      |
| Corrosión y erosión                                  | Inferiores a 0,127 mm/año   | 0.10      |
|  | Inferiores a 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                         | Cuando la bomba y empuje 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 Procesos es penetrante en naturaleza y provoca escapes. | 0.40 |

El NH que es el factor de salud de un material como define la NFPA 704 o dada en NFPA 325M o NFPA 49. El NH para muchos materiales puede encontrarse en el AIChE (1994).

Otros factores que traen consigo la probabilidad de que ocurra un incidente de pérdida son los siguientes:

- 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. Lo concerniente es la posibilidad de falla de algún componente en la Unidad de Proceso, causando el escape de materiales inflamables.

Para determinar la penalidad apropiada, consultar el anexo 8 y usar la presión de operación para determinar un valor de penalidad inicial.

Para determinar la penalidad final, primero se busca la penalidad asociada con la presión de operación de la figura antes mencionada. Entonces, se busca la penalidad asociada a la presión del set del dispositivo de alivio. Se divide la penalidad de presión de operación entre la penalidad de presión del set, para obtener un factor final de penalidad de ajuste de presión. Se multiplica la penalidad de la presión de operación por este factor de ajuste para obtener la penalidad de presión final.

- Cantidad de material inflamable e inestable.

Esta sección 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.

a. Líquidos o gases en proceso.

Esta sección aplica una penalidad a la cantidad de material que puede ser derramado y crear un peligro de incendio. Se aplica a cualquier proceso de producción, incluyendo bombas hacia tanques de almacenamiento, y es válido para líquidos inflamables.

Para esta penalización, lo primero es determinar las libras de material en el proceso.

La cantidad de material que se derrama se determina por el analista. En el caso de reactividad, se considera que es la misma cantidad que se encuentra en la Unidad de Proceso.

En el anexo 9 se muestra la penalidad para esta categoría. Se determina entrando con la energía contenida en la Unidad de Proceso. El punto de intersección con la curva indica la penalidad.

b. Líquidos o gases en almacenamiento fuera del área del proceso. (anexo 10).

- 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 forma: primero, para equipos inflamables, ellos mismos están en la Unidad de Proceso y segundo, a varias Unidades de Proceso en la vecindad de este equipamiento. La distancia en pies de un punto de escape probable en la Unidad de Proceso es la que se referencia en el anexo 6.

- 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 Unidad de Proceso que los emplee. Las penalidades en esta sección se basan en la cantidad y temperatura del fluido de intercambio de calor empleado en la unidad evaluada.

No se aplica penalidad si el aceite caliente es un no-combustible. La tabla 2.6 muestra el sistema de intercambio de aceite caliente.

**Tabla 2.4:** Penalidad para el intercambio de aceite caliente.

| Penalidad para un sistema de intercambio de aceite caliente |                                     |   |
|---|-------------------------------------|---|
| Cantidad de galones (m <sup>3</sup> )                       | Por encima del punto de inflamación | Por encima o sobre el punto de ebullición |
| < 5,000 (< 18,9)  | 0,15                                | 0,25                                      |
| 5,000 a 10,000 (18,9 a 37,9)                                | 0,30                                | 0,45                                      |
| 10,000 a 25,000 (37,9 a 94,6)                               | 0,50                                | 0,75                                      |
| > 25,000 (94,6)   | 0,75                                | 1,15                                      |

Si el sistema de intercambio de aceite caliente es en sí mismo la Unidad de Proceso, no se aplica penalidad en esta sección. Mientras que, si el sistema se encuentra en el área de la Unidad de Proceso, la penalidad se aplicará.

Una vez que se evalúan los factores especiales de peligrosidad, estos se suman y el total es el denominado Factor Especial de Peligrosidad del Proceso (F2).

### **2.2.5 Determinación del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso.**

El factor de peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3) es el producto del factor general de peligrosidad (F1) y el factor especial de peligrosidad (F2). Se prefiere el producto a la suma, ya que se conoce que los peligros incluidos en un factor tienen un efecto correspondiente en el otro.

El factor F3, el cual presenta un rango normal de 1 a 8, se emplea para determinar el Índice de Incendio y Explosión, junto con el factor de daño del anexo 7.

Cuando las penalidades se aplican correctamente a varios peligros de proceso, F3 normalmente no excede de 8,0. Si se obtiene un valor mayor, se usa un máximo de 8,0.

### **2.2.6 Determinación del Índice de Incendio y Explosión.**

Los efectos de un incendio y/o de una explosión, seguidos del escape de un material inflamable y su ignición se categorizan atendiendo a las causas inmediatas siguientes:

- La onda de choque o deflagración.
- La exposición al incendio desde el escape original.
- El impacto de misiles sobre tuberías y equipamientos desde una explosión de un tanque.
- Otros escapes de combustibles como eventos secundarios.

El Índice de Incendio y Explosión es el producto del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3) y el factor material (MF). El F&EI se relaciona al radio de exposición.

En la tabla 2.7 se listan los valores del F&EI junto a la descripción del grado de peligrosidad que brinda una idea relativa de la severidad del F&EI.

**Tabla 2.5:** Grados de peligrosidad.

| 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                |

### 2.2.7 Factores de bonificación en la pérdida del control

Existen ciertas situaciones de pérdida de control que se conocen por registros. Estas experiencias permiten prevenir incidentes serios y reducir la probabilidad y magnitud de un incidente en particular. Existen tres categorías de características de pérdidas de control:

C1 Control del Proceso

C2 Aislamiento del material

C3 Protección contra incendio

Los factores de bonificación se introducen en la tabla de la siguiente manera:

1. Se introduce el factor de bonificación apropiado a la derecha de cada criterio.

2. Si no existe factor de bonificación, se introduce 1,00 para el criterio.
3. Notar que cada categoría dentro del Factor de Bonificación, es el producto de todos los factores empleados en esa categoría.
4. Realizar el cálculo ( $C1 \times C2 \times C3$ ) para determinar el Factor Global de Bonificación.
5. Introducir en la tabla este valor.

### **Factor de Bonificación por Control del Proceso (C1).**

1. Poder de emergencia – 0,98
2. Enfriamiento – 0,97 a 0,99
3. Control de explosión – 0,84 a 0,98
4. Parada de emergencia – 0,96 a 0,99
5. Control computarizado – 0,93 a 0,99
6. Gas inerte – 0,94 a 0,96
7. Instrucciones o procedimientos de operación – 0,91 a 0,99

Instrucciones adecuadas escritas para el operador y/o documentos de operación de disciplina, son una parte importante para el control satisfactorio. Las condiciones siguientes que se listan son las que se consideran más importantes:

- Puesta en marcha – 0,50
- Parada rutinaria – 0,50
- Condiciones normales – 0,50
- Operación a baja capacidad – 0,50
- Operación a reciclo total – 0,50
- Operación por encima de la capacidad de diseño – 1,00
- Puesta en marcha después de una breve parada – 1,00
- Puesta en marcha tras parada por mantenimiento – 1,00
- Procedimientos de mantenimiento – 1,50
- Parada de emergencia – 1,50
- Modificación o adiciones al equipo o tuberías – 2,00
- Condiciones anormales previsibles – 3,0

Para obtener un factor de crédito, se añaden todos los puntos para condiciones que tengan instrucciones de operación. La ecuación 2.1 muestra los puntos totales se representan por X:

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

Si se cumplen todas las condiciones, entonces el factor de crédito será 0,91.

8. Revisión sobre químicos reactivos – 0,91 a 0,98
9. Otros análisis de peligrosidad del proceso – 0,91 a 0,98

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.

Los factores de bonificación son los siguientes:

1. Análisis de cuantificación de riesgos: 0,91
2. Análisis de consecuencias detalladas: 0,93.
3. Análisis de árbol de fallas: 0,93.
4. Estudios HAZOP: 0,94.
5. Modos de fallas y análisis de efectos (FMEA): 0,94.
6. Revisiones de seguridad ambiental, humana y prevención de pérdidas: 0,96
7. Estudios ¿Qué pasa si? : 0,96.
8. Evaluaciones de Lista de Chequeo: 0,98.
9. Gestión de la revisión del cambio: 0,98.

#### **Factor de bonificación por aislamiento del material.**

1. Válvulas de control remotas – 0,96 a 0,98
2. Depósito trasvase para emergencia o venteos conducidos – 0,96 a 0,98.
3. Drenajes – 0,91 a 0,97.
4. Sistema de bloqueo que impide el flujo incorrecto que podría dar reacciones indeseables – 0,98.

#### **Factor de bonificación por protección contra incendios. (C3).**

1. Detección de la fuga – 0,94 a 0,98
2. Acero estructural – 0,95 a 0,98 43
3. Agua contra incendios – 0,94 a 0,97

4. Sistemas especiales – 0,91
5. Sistemas de rociadores – 0,74 a 0,97

La tabla 2.8 muestra el cálculo de los factores de crédito, para sistemas de tubería seca o húmeda dentro de las áreas.

**Tabla 2.6: Factores de crédito.**

| Riesgo          | Diseño              |                    | Factor de crédito |              |
|-----------------|---------------------|--------------------|-------------------|--------------|
|                 | gpm/ft <sup>2</sup> | lpm/m <sup>2</sup> | Tubería Húmeda    | Tubería Seca |
| Ligero          | 0,15 – 0,20         | 6,11 – 8,15        | 0,87              | 0,87         |
| Ordinario       | 0,21 – 0,34         | 8,56 – 13,8        | 0,81              | 0,84         |
| Extra peligroso | ≥ 0,35              | ≥ 14,3             | 0,74              | 0,81         |

Se multiplican los siguientes factores de penalización según las condiciones de tamaño del área:

Área > 10 000 ft<sup>2</sup> (929 m<sup>2</sup>)      factor = 1,06

Área > 20 000 ft<sup>2</sup> (1 858 m<sup>2</sup>)      factor = 1,09

Área > 30 000 ft<sup>2</sup> (2 787 m<sup>2</sup>)      factor = 1,12

6. Cortinas de agua – 0,97 a 0,98
7. Espuma – 0,92 a 0,97
8. Extintores portátiles y monitores – 0,93 a 0,98
9. Protección de cables – 0,94 a 0,98

El producto de C1 x C2 x C3 constituye el Factor de Bonificación por control de pérdida para la Unidad de Proceso.

### **2.2.8 Resumen del análisis de riesgo en la Unidad de Proceso**

Se presenta la determinación de los factores de riesgo adicionales, los cuales deben considerarse en la Unidad de Proceso.

1. El Índice de Incendio y Explosión. (F&EI) Se emplea para calcular el daño que probablemente resultaría de un incidente en una planta de proceso.

2. El radio de exposición. El F&EI, se multiplica por un factor de 0,84 y se obtiene el radio de exposición. Cuando la unidad de proceso evaluada es una pequeña parte del equipamiento, el radio de exposición se considera desde el centro de la parte considerada.

3. El Área de Exposición. El radio de exposición define un área de exposición. Esta se calcula a través de la ecuación 2.2.

$$A = \pi \cdot R^2 \quad (\text{Ec 2.2})$$

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

4. Valor del área de exposición.

El valor del área de exposición se obtiene partir del valor de reposición de la propiedad contenida en esta, incluyendo el inventario del material. El valor de reposición es igual al producto del Costo original por 0,82 por el Factor de escala.

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.

5. Determinación del factor de daño.

El factor de daño se determina a partir del Factor de Peligrosidad de la Unidad de Proceso (F3) y el factor material (MF) como se muestra en el anexo 7. El factor de daño representa el efecto global del daño por incendio o explosión por el escape de un combustible de una unidad de proceso. Este 45 se incrementa con el factor material y el factor de peligrosidad de 0,01 hasta 1,00.

6. La determinación del Máximo Daño Probable a la Propiedad Base (Base MPPD).

La MPPD base se obtiene multiplicando los valores del factor de daño y el valor del área de exposición.

#### 7. Factor de bonificación por control de la pérdida.

Este factor es el producto de todos los factores de bonificación que se calcularon anteriormente.

#### 8. La determinación del Máximo Daño Probable a la Propiedad Actualizado (Actual MPPD).

El MPPD actualizado se obtiene multiplicando el MPPD Base y el factor de bonificación.

#### 9. Máximos días probables perdidos (MPDO).

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. 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. Se necesita actualizar este valor. (Anexo 11).

#### 10. Interrupción del Negocio (BI).

El cálculo del valor de la interrupción del negocio (BI) se determina como sigue en la ecuación 2.3.

$$BI = \frac{MPDO}{30} \times VPM \times 0,70 \quad (\text{Ec 2.3})$$

VPM es el valor de la producción para un mes y 0,70 representa los costos fijos y ganancia.

Discusión del MPPD, BI y distribución en la planta.

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

## **Conclusiones**

1. Se propuso la metodología del Índice de Dow para la evaluación de los riesgos por incendio y explosiones en la etapa de destilación atmosférica en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.
2. Se describió el proceso de destilación atmosférica en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

## **Recomendaciones**

1. Aplicar la metodología del Índice de Dow al proceso para poder evaluar los riesgos por incendios y explosión que pueden ocurrir y el impacto económico que tendría un suceso de esta índole.

## Bibliografía

1. Aboud Almansoor, A. (2008). Planning of Petrochemical Industry under Environmental Risk and Safety Considerations. A thesis presented to the University of Waterloo in fulfilment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering. Canadá.
2. AIChE. (1994). Dow's fire and explosion index hazard classification guide 7<sup>th</sup> Ed. New York. Published by the American Institute of Chemical Engineers. New York, NY 10017. ISBN 0 8169 0623 8.
3. Aranguren, S. y Tarantino, R. (2004). Sistemas para la detección y diagnóstico de fallas: Implantación Industrial. Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada. Pamplona-Colombia. I.I.D.T.A. ISSN: 1692-7257 Volumen 3.
4. Balderas Cañas, R.; Nelson Edelstein, P. F. (2007). Aplicación de la Irradiación a la Industria Alimenticia y Análisis de Riesgos. Universidad Nacional Autónoma de México. Simposio LAS/ANS-2007. Cancún-Quintana Roo-México.
5. Baybutt P. A critique of the Hazard and Operability (HAZOP) study. J Loss Prevent Proc. 2015; 33:52-8. <http://doi.org/10.1016/j.jlp.2014.11.010>
6. Bonilla Estrada, J. (2007). Estudios de riesgo. Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios PEMEX.
7. Cabaleiro, Victor (2010) Prevención de riesgos laborales: normativa de seguridad e higiene en el puesto de trabajo. Tercera edición Editorial S.L. España.
8. Carol Llopart, S. (2001). Una nueva metodología para la predicción de la gravedad en los accidentes industriales aplicando el análisis histórico. Departamento de Ingeniería Química. UPC.
9. Casal, J. et al. (2001). Análisis de Riesgo en Instalaciones Industriales. Alfa omega S.A. Bogotá.
10. Creus Sole, (2006) Gestión de la prevención. CEAC técnico formación. Ediciones CEAC. España
11. Díaz, A. (2013). Análisis de riesgos en el área de almacenamiento de gas licuado del petróleo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas.
12. Domínguez, Y. (2014). Evaluación de riesgos por efecto continuado en el área de almacenamiento de gas licuado del petróleo en la Empresa Comercializadora de

- Combustibles Matanzas (ECCM). Tesis presentada en opción al título de Ingeniera Química. Universidad de Matanzas.
13. Fagundo Acosta, Jorge. (2012) Evaluación de riesgos por incendio y explosión en la planta de gas Energas.SA Varadero. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas.
  14. Fibbiani, G. y Moreno, A. (2004). PSTL (Process Safety Technology Leader) para Europa del Sur y del Medio Este de Dow. EH&S (Environmental, Health & Safety) Delivery Leader para Tarragona (Plastics and Polyurethanes Businesses). Disponible en <http://www.interempresas.net>
  15. Galán, D.S. (2012). Explosión de equipos a presión, análisis de riesgos y consecuencias. Proyecto Final para la obtención del título de Ingeniero Naval, especialidad en Propulsión y Servicios del Buque. Universidad Politécnica de Catalunya.
  16. García Marra, C., López, A.M., y Caminos, A.A. (2015). Gestión de riesgos para la Calidad-Análisis y comparación de los métodos empleados en diferentes industrias. *Asociación Argentina de Ingenieros Químicos. Vol. 8. Facultad de Ingeniería, Universidad de Buenos Aires, Argentina*
  17. García Rodríguez, Alejandro. (2014). Análisis y evaluación preliminar de riesgos de accidentes tecnológicos en la Planta de Procesamiento de Crudo, Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo Centro. Trabajo de diploma para optar por el título de Ingeniero Químico. Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría. La Habana.
  18. Garza, R.L. (2007). Análisis de los métodos complejos cualitativos para la evaluación del riesgo de incendio. UNIVERSIDAD INTERNACIONAL, S. C. Tesis en opción al título Ing. en Mantenimiento y Seguridad Industrial. Pág. 60-99
  19. Grupo de Investigación Analítica de Riesgos (GUIAR). (2008). Departamento de Química Analítica - CPS - Universidad de Zaragoza María de Luna, 3 - Edificio Torres Quevedo - E-50018 Zaragoza – SPAIN.
  20. GUIAR (Grupo de Investigación Analítica de Riesgos) (2008). Departamento de Química Analítica. Universidad de Zaragoza.
  21. Gupta, J.P. et al. (2003). Calculation of Fire and Explosion Index (F&EI) value for the Dow Guide taking credit for the loss control measures. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries. Vol. 16, Issue 4, pp.235-241.*

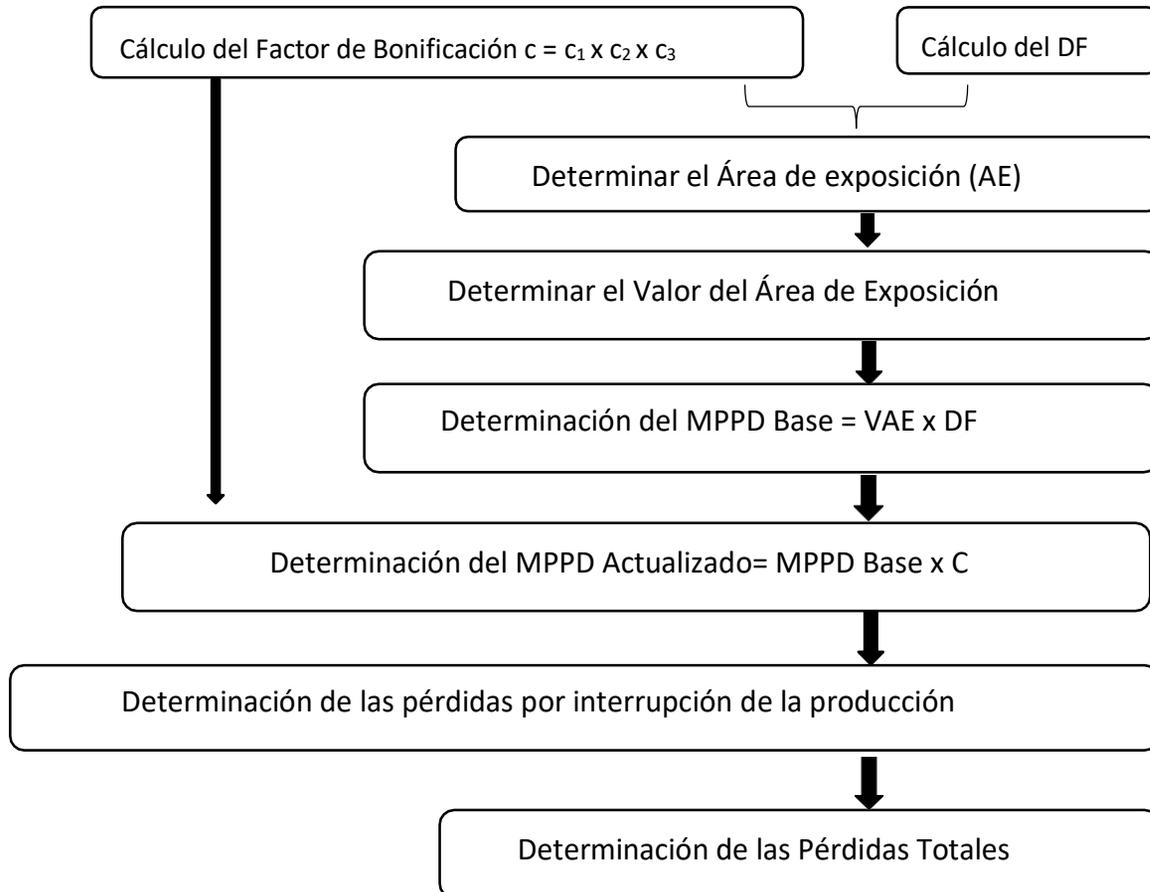
22. Heredia, Y.O., 2008. Evaluación y rediseño en la red de intercambio de la unidad de destilación de la refinería ``Camilo Cienfuegos`` Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Ciudad de La Habana: CUJAE: Instituto Superior Politécnico ``José Antonio Echevarría``.
23. Hidalgo, L. 2012. *Propuesta del inhibidor de corrosión VAPEN 220 FI, para los sistemas de topes de las torres de destilación atmosférica*. Trabajo final en opción al Título Académico de Especialistas en Tecnologías de Refinación de Petróleo. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas.
24. Martínez, A. (2011). Evaluación de riesgos en el Grupo Electrógeno Fuel Oil Agramonte. Tesis en opción al título de Ingeniero Químico.
25. Martínez A Rosalva, Rodríguez S José. "Análisis del Árbol de Fallas del Sistema de una Llave para Agua", Revista Ingeniería Industrial - ITC, México Enero – Junio 2007, Año 2 No.2.
26. Mendoza Murillo, Rodolfo. (2009). Metodología para el desarrollo de algoritmos de evaluación de riesgo en estaciones de bombeo de hidrocarburos. Tesis para obtener el grado de Maestro en Ciencias en Ingeniería Industrial. Instituto Politécnico Nacional de México.
27. Mercedes, T. D. (2011). Diseño de plan de mantenimiento predictivo para la línea de producción. CARTAJENA DE INDIAS.
28. Montesdeoca Peña, Wilfrido de Jesús. (2013). Elevada emisión de gases y vapores en las islas de carga de combustibles, del terminal pascuales de la EP Petroecuador; riesgos de incendio, explosión y su incidencia en la salud de los trabajadores; diseño de un plan de acción para la aplicación de las medidas de control correspondientes. Tesis de grado previo a la obtención del título de magister en seguridad, higiene industrial y salud ocupacional. Universidad de Guayaquil.
29. Muñoz, A. et al. (2009). La metodología de la Seguridad Industrial.
30. Nolan, D.P. (2011). Handbook of Fire and Explosion Protection Engineering Principles for Oil, Gas, Chemical and Related Facilities. Second edition. Gulf Professional Publishing, Elsevier. The Boulevard, Langford Lane, Kidlington, Oxford OX5 1GB, UK.
31. Orozco, J. L.; [et. al]. (2007). Evaluación de riesgos industriales por las técnicas de HAZOP en una planta química. ECODES 2007. CD ISBN 978-959-16-0555-9.

32. Orozco, J. L. (2009). Introducción al Análisis de Riesgos. Departamento de Química e Ingeniería Química. UMCC. Cuba.
33. Orozco JL, (2010). Análisis de riesgos industriales. Curso correspondiente a la maestría de ingeniería química. Departamento de química Ign. Química. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".Cuba.
34. Piedra G., Juan Pablo y Valdivieso T., Juan Carlos. (2013) Evaluación del riesgo de incendio y explosión en una línea de extrusión de polietileno expandido. Tesis previa a la obtención del grado de Magister en Sistemas Integrados de Gestión de la Calidad, Ambiente y Seguridad. Universidad Politécnica Salesiana. Ecuador.
35. Pulido, J.L. (2005). Prevención y control de incendios y explosiones en la producción y almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo (GLP). Tesis para optar el título profesional de ingeniero de higiene y seguridad industrial. Universidad Nacional de Ingeniería. Lima, Perú.
36. Reniers, G. L., Dullaert, W., Ale, B. J. M., Soudan, K., Developing an external domino prevention framework Hazwim., Journal of Loss Prevention in the Process Industries, Vol. 18, 2005, pp. 127-138.
37. Rosero Ruiz, José Amable. (2015). Identificación y Evaluación de riesgo de incendio y explosión en el área de almacenamiento de productos limpios, tanque 1020, Simulación de efectos en caso de emergencia. Trabajo en opción del título de Ingeniero en Seguridad y Salud Ocupacional. Universidad Internacional SEK.
38. Rubio, J.C. (2004). Métodos de evaluación de riesgos laborales. Editorial Díaz De Santos. Madrid.
39. Sherritt Power Energas. S.A (2007). Análisis de riesgos de incendios y explosión. Planta de gas Varadero.
40. Suardin, J. (2005). The Integration of Dow's Fire and Explosion Index into Process Design and Optimization to Achieve an Inherently Safer Design. Submitted to the Office of Graduate Studies of Texas A&M University in partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science.
41. Suardin, J. et al. (2007). The integration of Dow's fire and explosion index (F&EI) into process design and optimization to achieve inherently safer design. Journal of Loss Prevention in the Process Industries. Vol. 20, Issue 1,7 pp.79-90.

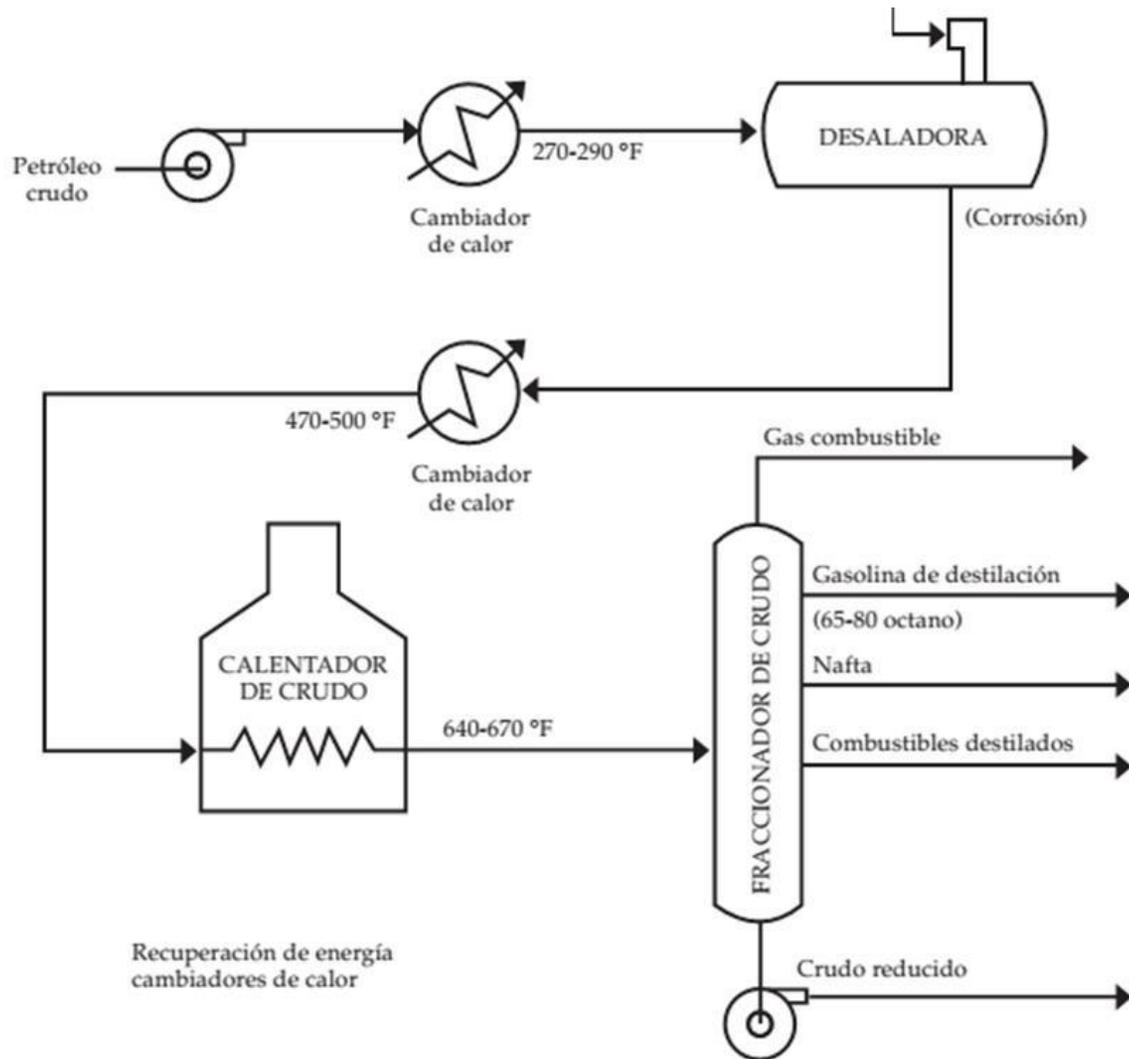
42. Toledo, A. (2016). Evaluación de riesgos por incendio y explosión en la etapa de destilación atmosférica de la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos". Tesis presentada en opción al título de Ingeniera Química. Universidad de Matanzas.
43. Torres- Robles, R. y Castro- Arellano, J. J. (2002). Análisis y Simulación de Procesos de Refinación del Petróleo. Alfaomega, primera edición.

## Anexos

### Anexo 1- Metodología para la evaluación del impacto económico a través del Índice de Incendio y Explosión de Dow

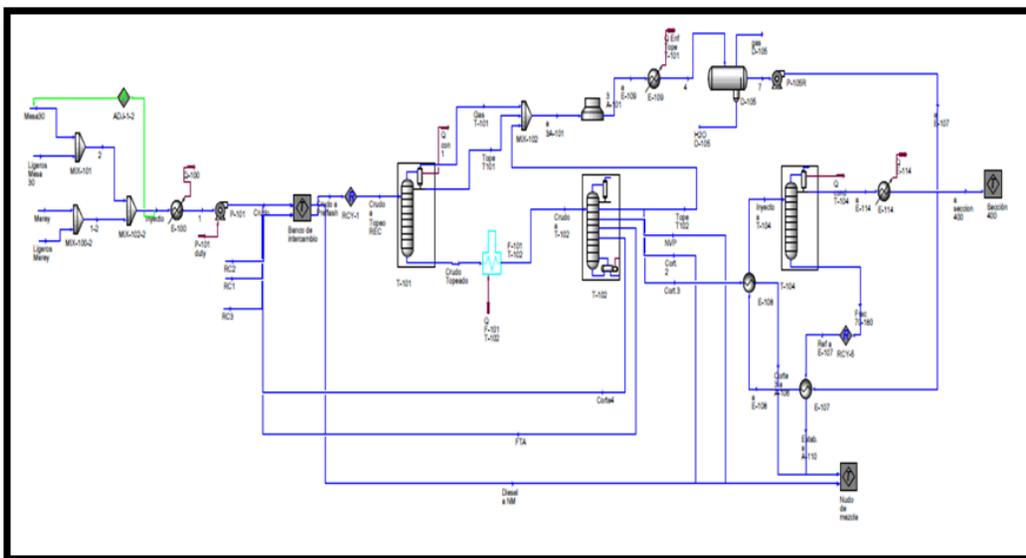


**Anexo 2-** Sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.



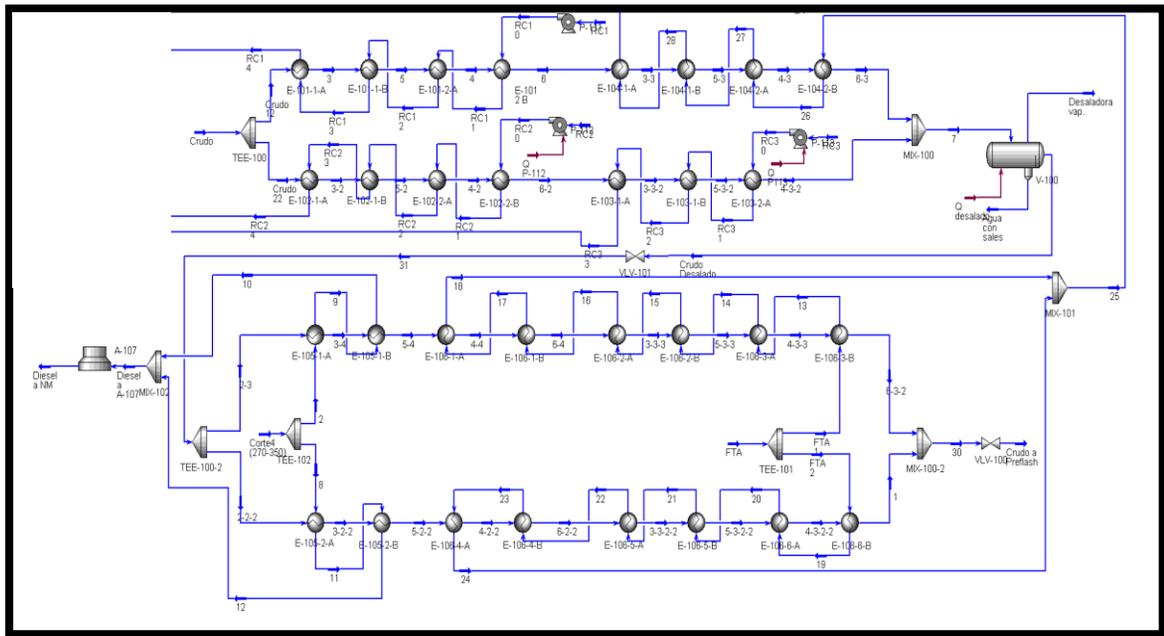
Fuente: Torres y Castro (2002).

**Anexo 3-. Sección de destilación atmosférica caso de estudio.**



Fuente: Heredia (2008).

**Anexo 4- Banco de intercambiadores de calor de la sección de destilación atmosférica objeto en estudio.**



Fuente: Heredia (2008).

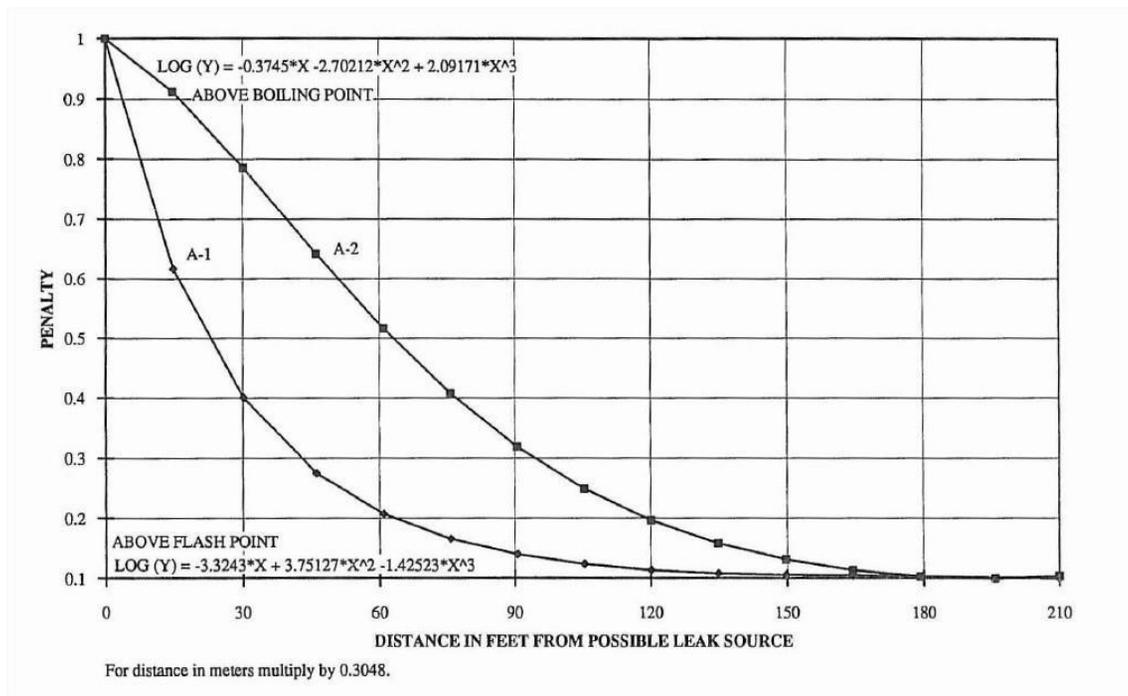
**Anexo 5- Datos de diseño y operación del proceso caso de estudio.**

| <b>Intercambiador</b> | <b>Paso</b> | <b>Temperatura de operación [°C]</b> | <b>Presión de operación [Kgf/cm<sup>2</sup>]</b> |
|-----------------------|-------------|--------------------------------------|--|
| Entrada 1E-101/102    | Por tubos   | 33                                   | 29,4   |
| Entrada 1E-101        | Por carcaza | 136                                  | 11,7   |
| Entrada 1E-102        | Por carcaza | 163                                  | 10,5   |
| Entrada 2E-101        | Por tubos   | 50                                   | 28,9   |
| Entrada 2E-102        | Por tubos   | 50                                   | 28,6   |
| Entrada 2E-101        | Por carcaza | 170                                  | 11,9   |
| Entrada 2E-102        | Por carcaza | 217                                  | 10,7   |
| Entrada 1E-103        | Por tubos   | 73                                   | 27,8   |
| Entrada 1E-104        | Por carcaza | 70                                   | 28,1   |
| Entrada 1E-103        | Por carcaza | 246                                  | 11,3   |
| Entrada 1E-104        | Por tubos   | 214                                  | 15,3   |
| Entrada 2E-103        | Por tubos   | 109                                  | 26,9   |
| Entrada 2E-104        | Por carcaza | 88                                   | 26,7   |
| Entrada 2E-103        | Por carcaza | 291                                  | 11,4   |
| Entrada 2E-104        | Por tubos   | 232                                  | 16,7   |
| Salida 2E-103         | Por tubos   | 134                                  | 26,7   |
| Salida 2E-104         | Por carcaza | 111                                  | 25,5   |

**Anexo 5- Datos de diseño y operación del proceso caso de estudio. Continuación.**

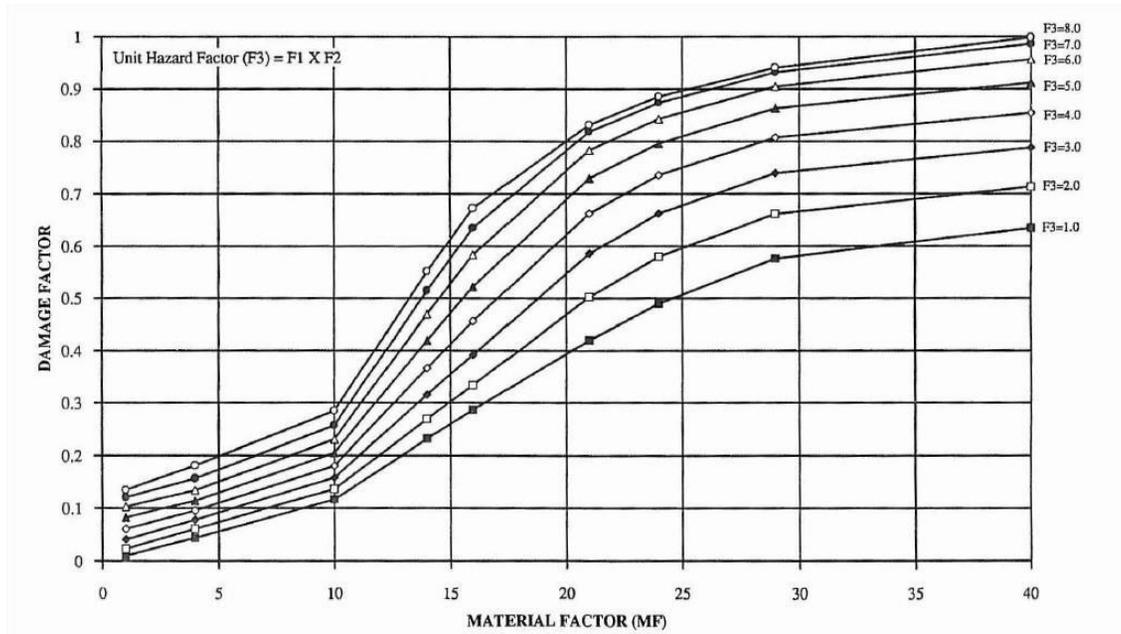
| <b>Intercambiador</b> | <b>Paso</b> | <b>Temperatura de Operación [°C]</b> | <b>Presión de Operación [Kgf/cm<sup>2</sup>]</b> |
|-----------------------|-------------|--------------------------------------|--|
| Entrada 1,2E-105      | Por tubos   | 114                                  | 10,5   |
| Entrada 1E-105        | Por carcaza | 314                                  | 18,8   |
| Entrada 2E-105        | Por carcaza | 314                                  | 18,8   |
| Entrada 1E-106        | Por carcaza | 132                                  | 9,5  |
| Entrada 1E-106        | Por tubos   | 261                                  | 19,1   |
| Entrada 4E-106        | Por carcaza | 132                                  | 9,5  |
| Entrada 4E-106        | Por tubos   | 247                                  | 18,9   |
| Entrada 3E-106        | Por carcaza | 160                                  | 7,6  |
| Entrada 5E-106        | Por carcaza | 144                                  | 8,3  |
| Entrada 2E-106        | Por tubos   | 281                                  | 19,2   |
| Entrada 5E-106        | Por tubos   | 282                                  | 19,2   |
| Entrada 6E-106        | Por carcaza | 165                                  | 7,7  |
| Entrada 3E-106        | Por carcaza | 160                                  | 7,6  |
| Entrada 3E-106        | Por tubos   | 346                                  | 19,5   |
| Entrada 6E-106        | Por tubos   | 346                                  | 19,5   |
| Salida 3E-106         | Por carcaza | 201                                  | 6,7  |
| Salida 6E-106         | Por carcaza | 206                                  | 7,1  |

**Anexo 6-** *Tabla para determinar la penalidad del uso de equipamiento incendiado.*



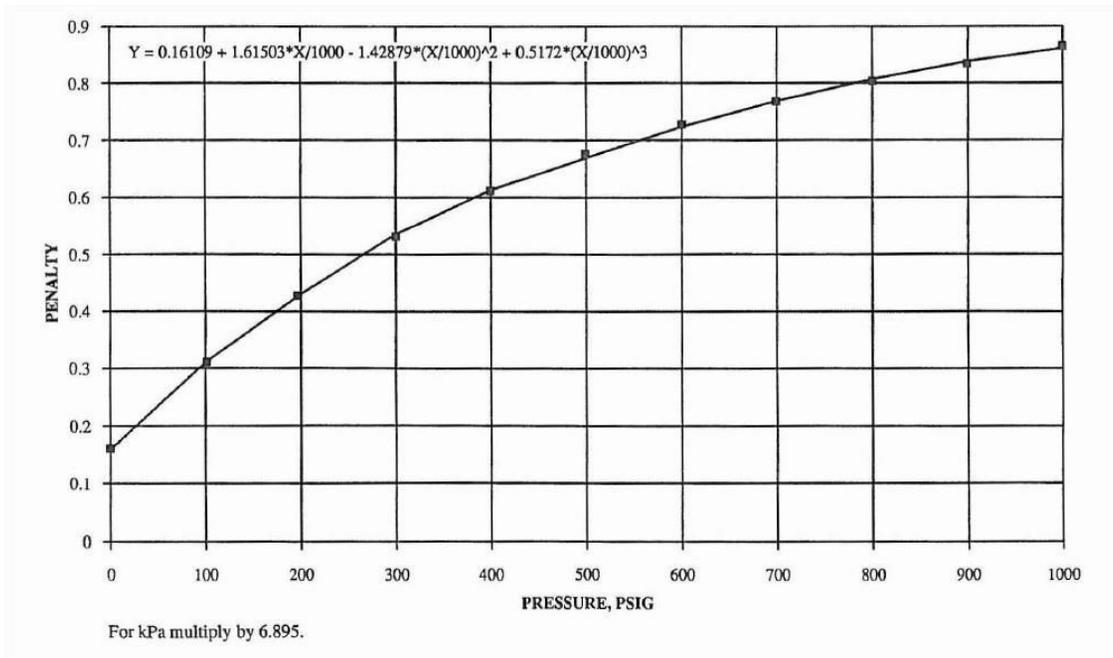
Fuente: AIChE, (1994).

**Anexo 7- Tabla para determinar el índice de incendio y explosión.**



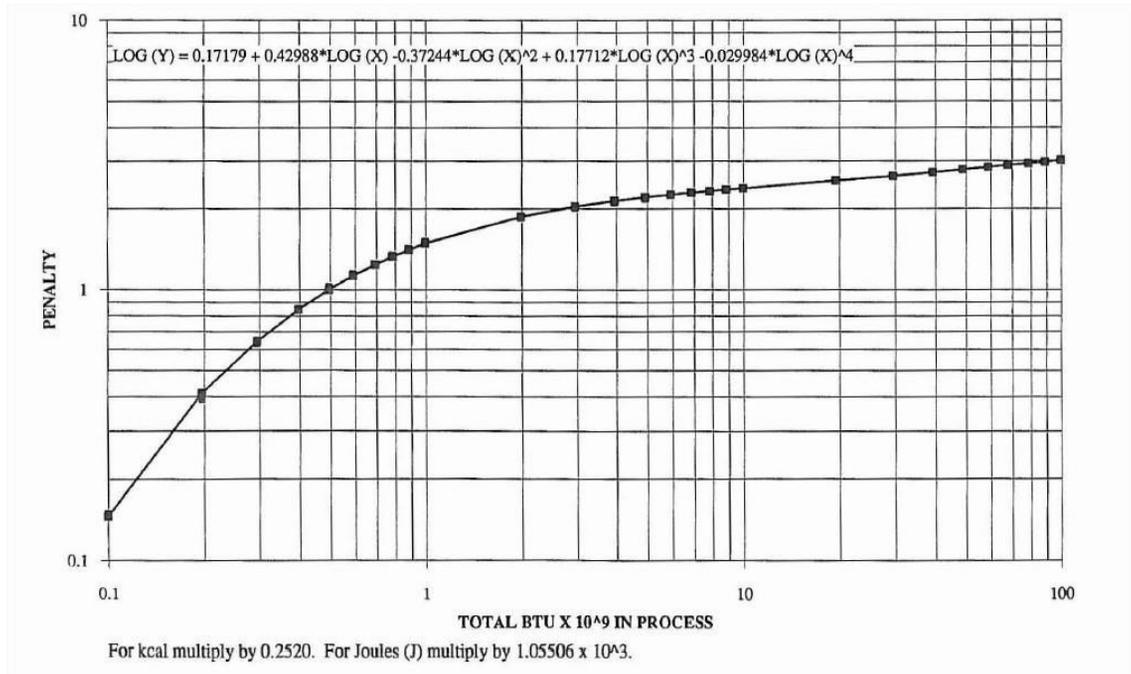
Fuente: AIChE, (1994)

**Anexo 8-** Tabla para determinar la penalidad para la presión de alivio.



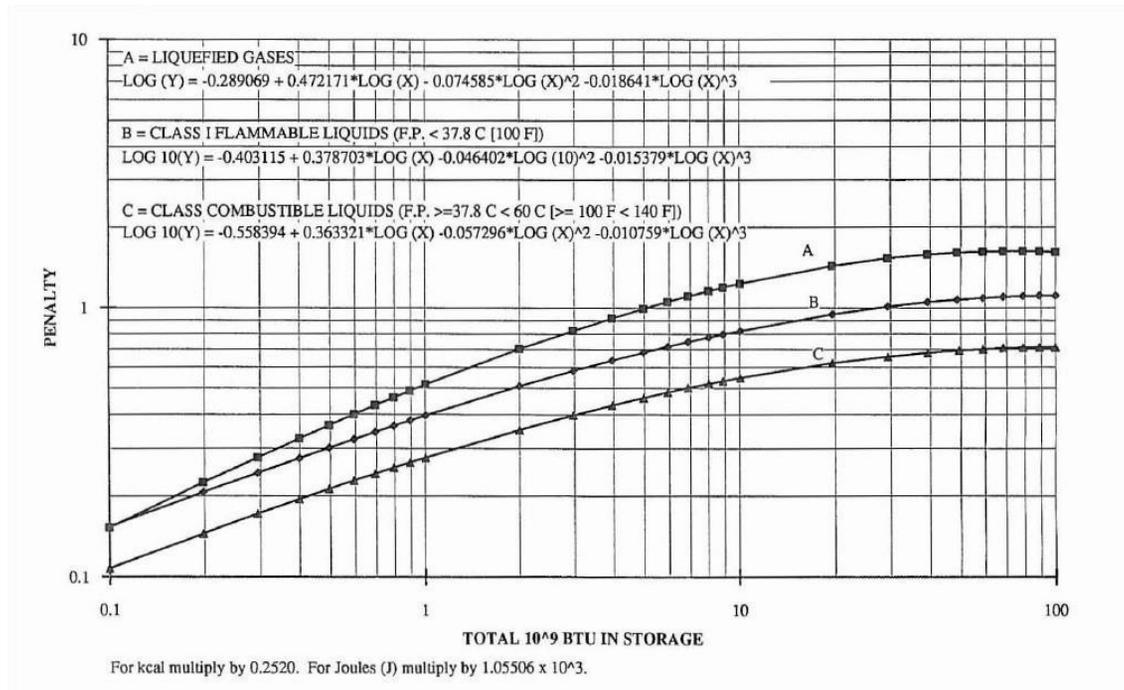
Fuente: AIChE, (1994)

**Anexo 9- Tabla para determinar la penalidad de líquidos y gases en el proceso.**



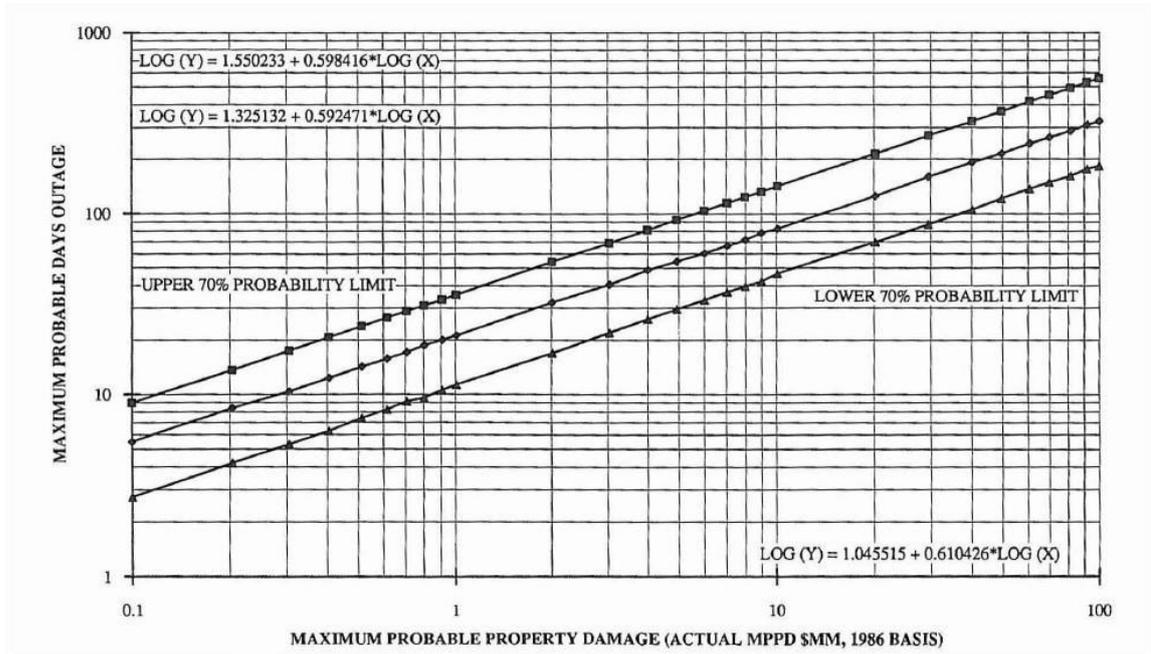
Fuente: AIChE, (1994).

**Anexo 10- Tabla para determinar la penalidad de líquidos y gases en almacenamiento fuera del proceso.**



Fuente: AIChE, (1994)

**Anexo 11-** *Tabla para determinar los máximos días probables perdidos.*



Fuente: AIChE, (1994)