

*Universidad de Matanzas*  
*Facultad de Ciencias Técnicas*  
*Departamento de Química e Ingeniería Química*



## **Trabajo de Diploma**

*Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico.*

**Título:** *Evaluación de riesgos por incendio y explosión en la etapa de destilación atmosférica de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.*

**Autor:** *Alianny Toledo Hernández*

**Tutor:** *Ing. Jesús D. Luis Orozco, Dr.C.*

*Matanzas, 2016*

## **Declaración de Autoridad**

---

Yo, Alianny Toledo Hernández, declaro ser 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.

---

Alianny Toledo Hernández



# *Dedicatoria*

*Esta tesis es mi mayor logro y va dedicada especialmente a:*

*Mis padres por ser mi inspiración, mi sostén y mi alegría.*

*Mis hermanos para que sirva de ejemplo y experiencia en su futuro.*

*A la memoria de mima por ser mi abue del alma, por cuidarme y  
apoyarme siempre.*

*A todos mis amigos y familiares que siempre creyeron en mí.*

*A mi ti y toda su familia.*

*"Es la posibilidad de realizar un sueño lo que hace que la vida sea interesante"*

*(Paulo Coelho)*

# *Agradecimientos*

*Quisiera agradecerle a todos aquellos que de una forma u otra me ayudaron a cumplir uno de mis sueños:*

- ✓ A mami y papi por su sacrificio y su amor incondicional, porque han sido mi fortaleza y la razón de mi vida, los amo.*
- ✓ A toda mi familia que en los momentos más difíciles siempre me dieron su apoyo.*
- ✓ A mi flaque hermoso por todo su amor, comprensión y apoyo.*
- ✓ A mis amigos del alma: a Nayi, Hanny, Pino, Geykel, Midyala, David, Daylor y Lisandra que desde la distancia siempre me han apoyado.*
- ✓ A mis compañeros de aula por alegrarme siempre y compartir tantas experiencias inolvidables, especialmente a Lili, Lau, Lisy, Yaisys, Mariam, Heydi, Anita, Yuliet, Garde, Edua, Leo, Addi y el Basu.*
- ✓ A Marisol, Laurita y mi madrina Anais por su cariño y por ser muy especiales para mí.*
- ✓ A mi tutor Orozco por su paciencia y dedicación, por compartir su conocimiento y experiencias.*
- ✓ A mi profe Yoney por confiar en mí y estar siempre dispuesto a ayudarme.*
- ✓ A todos los profesores que contribuyeron a mi formación como profesional y por enseñarme tanto, no solo en materia de ciencia sino también experiencias de vida.*

*A todos muchas gracias.*

## **Resumen**

---

El presente trabajo se realiza en la sección de destilación atmosférica (S-100) de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos. La investigación está dirigida al análisis de la etapa de destilación atmosférica con el fin de determinar los riesgos operacionales que se pueden presentar ocasionados por incendio y explosión. Para ello se desarrolla la metodología establecida por la compañía Dow para evaluar el Índice de Fuego y Explosión (IFE). De la aplicación de este índice se obtiene como resultado que las unidades de proceso constituidas por los hornos y las torres presentan mayor riesgo por incendio y explosión. Dichas unidades se encuentran en un grado de riesgo severo y en caso de producirse accidentes también son las que reportan mayores pérdidas económicas.

## **Abstract**

---

The present work is carried out in the section of atmospheric distillation (S-100) of the refinery of petroleum Camilo Cienfuegos. The investigation is directed to the analysis of the stage of atmospheric distillation with the purpose of determining the operational risks that can be caused by fire and explosion. For this, it is developed the methodology settled by the company Dow to evaluate the Fire and Explosion Index (FEI). The application of this index result in the process units constituted by the fired-heaters and the towers has bigger risk for fire and explosion than other equipments. This units are in a degree of severe risk and in case to occur an accident they are also report bigger economic losses.

# Índice

---

Contenido	Página
<b>Introducción</b> .....	<b>1</b>
<b>Capítulo 1: Análisis bibliográfico</b> .....	<b>3</b>
<b>1.1. Generalidades sobre riesgos, incendios y explosiones</b> .....	<b>3</b>
<b>1.1.1. Conceptos generales acerca de riesgos</b> .....	<b>4</b>
<b>1.1.2. Incendios</b> .....	<b>5</b>
<b>1.1.3. Explosiones</b> .....	<b>6</b>
<b>1.2. Métodos para el análisis de riesgos industriales</b> .....	<b>8</b>
<b>1.2.1. Métodos comparativos</b> .....	<b>9</b>
<b>1.2.2. Métodos generalizados</b> .....	<b>10</b>
<b>1.3. Índices de riesgo</b> .....	<b>12</b>
<b>1.3.1. Índices basados en la definición matemática de riesgo</b> .....	<b>12</b>
<b>1.3.2. Índices basados en la carga de fuego</b> .....	<b>13</b>
<b>1.3.3. Índices basados en la peligrosidad de las sustancias químicas</b> .....	<b>16</b>
<b>1.4. Conclusiones parciales</b> .....	<b>23</b>
<b>Capítulo 2: Materiales y métodos</b> .....	<b>24</b>
<b>2.1. Caracterización de la etapa de destilación atmosférica de la refinería Camilo Cienfuegos</b> .....	<b>24</b>
<b>2.2. Descripción de la metodología de trabajo del Índice de Incendio y Explosión (IFE) de Dow</b> .....	<b>30</b>
<b>Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados</b> .....	<b>53</b>
<b>3.1. Unidades de proceso y sustancias que se manejan</b> .....	<b>53</b>
<b>3.2. Cálculo del factor material</b> .....	<b>54</b>
<b>3.3. Factores de riesgo generales y especiales del proceso</b> .....	<b>56</b>
<b>3.4. Determinación del Índice de incendio y explosión (IFE)</b> .....	<b>59</b>
<b>3.5. Desarrollo de la etapas desde la 5 hasta la 7 de la metodología del IFE de Dow</b> .....	<b>61</b>
<b>3.6. Desarrollo de las etapas 8 y 9 de la metodología de IFE de Dow</b> .....	<b>62</b>

3.7. Determinación de las bonificaciones correspondientes a cada unidad de proceso. Influencia sobre el valor del daño máximo probable a la propiedad (Etapas 10 y 11).....	64
3.8. Desarrollo de las etapas finales (12-14) de la metodología de Dow.....	65
3.9. Conclusiones parciales.....	71
<b>Conclusiones.....</b>	<b>72</b>
<b>Recomendaciones.....</b>	<b>73</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>74</b>
<b>Anexos.....</b>	<b>79</b>

## **Introducción**

Las plantas químicas y petroquímicas han sido históricamente las industrias con mayor registro de accidentes laborales. Algo que evidentemente está relacionado en muchas ocasiones 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.

Además de las características de las sustancias utilizadas, los accidentes por incendio y explosión, están vinculados a las condiciones de trabajo (presión, temperatura) y al estado de los equipos que almacenan o procesan este tipo de productos, porque los materiales con el tiempo sufren de fatiga y corrosión. De esta manera puede concluirse que los accidentes de origen tecnológico son evitables y ocurren fundamentalmente como consecuencia de errores humanos, fallo de materiales o por desviaciones del funcionamiento habitual de las maquinarias.

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.

Sin embargo la planta no cuenta con un estudio que cuantifique de forma predictiva los efectos de accidentes ocasionados por incendios y/o explosiones. Es por esta razón que se plantea como **problema de la investigación**:

¿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?

Para dar solución a este problema se plantea como **hipótesis** de trabajo:

Si se aplica un análisis de riesgo mediante la metodología del Índice de Incendio y Explosión (IFE) de Dow se podrá predecir la magnitud de los daños como consecuencia de los mismos.

Para dar cumplimiento a la hipótesis se propone el siguiente objetivo general:

**Objetivo:** Evaluar de forma predictiva los riesgos por incendio y explosión que pueden existir en la etapa de destilación atmosférica en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.

**Objetivos específicos:**

1. Establecer las herramientas más usadas a escala universal para evaluar riesgos por incendio y explosión.
2. Caracterizar el proceso de destilación atmosférica en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.
3. Evaluar mediante la herramienta seleccionada el riesgo de incendio y explosión en el proceso objeto de estudio.
4. Determinar el impacto económico por concepto del riesgo de incendio y explosión en el proceso objeto de estudio.

## **Capítulo 1: Análisis bibliográfico**

En el presente capítulo se realiza una revisión de los principales aspectos vinculados a la temática investigada. 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. Luego, como complemento indispensable, se describen las principales técnicas hoy disponibles para identificar peligros y evaluar riesgos en una industria química. Se establece una clasificación en función del grado de especificidad y se analiza entonces el fundamento de cada una 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 Generalidades sobre riesgos, incendio y explosiones.**

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.

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.

### 1.1.1 Conceptos generales acerca de riesgos.

#### **Peligro**

Para PNUMA/IPSC (1999) es la posibilidad de que una sustancia, mezcla de éstas o procesos que involucran sustancias, bajo ciertas condiciones de producción, causen efectos adversos en los organismos o en el ambiente, por sus propiedades inherentes y de acuerdo con el grado de exposición.

Por su parte Troncoso (2010) define al peligro no como una posibilidad sino como el potencial físico o químico que tiene una sustancia, actividad, equipo o estructura para causar daños a las personas, a las instalaciones y/o al medio ambiente.

#### **Riesgo**

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

Riesgo = frecuencia·magnitud consecuencias

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.

Para poder reducir los riesgos el primer paso es cumplir con las normas reglamentarias de las instalaciones.

### **1.1.2 Incendios.**

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. El fuego es un fenómeno de reacciones químicas de oxidación-reducción con un elevado potencial exotérmico. En terminología de incendios el elemento que se oxida se denomina combustible y el oxidante es el comburente (se considera el oxígeno como el comburente típico).

Bové (2003) plantea que para que tenga lugar dicha reacción se necesita una energía mínima (energía de activación), que es la aportada en forma de calor por los focos de ignición.

Casal, *et al* (2001) reporta una tabla que refleja la distribución de las fuentes de ignición que originan incendios en la industria química y petroquímica, entre las más importantes, cabe destacar las llamas y el calor directo por superficies calientes, debido a las altas temperaturas a las que trabajan un gran número de equipos. Son bastante importantes las igniciones provocadas por el equipo eléctrico y por los cables que se calientan o rompen accidentalmente a causa de sobrecargas. También influyen las operaciones de mantenimiento, soldaduras y herramientas de corte. Algo con lo que Rodríguez (2006) está de acuerdo y afirma por tanto que la prevención debe estar dirigida a evitar que los elementos combustibles se encuentren cerca de zonas calientes o con llamas abiertas.

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.

En una industria, los efectos de un incendio pueden ser devastadores, ya que la radiación térmica puede afectar a otras partes de la planta y generar nuevos accidentes como explosiones y, además, el humo puede complicar la actuación de los equipos de intervención por la falta de visibilidad.(Casal, *et al*, 2001)

### **1.1.3 Explosiones**

Para Casal, *et al* (2001) las explosiones, en el ámbito industrial, se definen como una liberación repentina de energía que genera una onda de presión que se desplaza alejándose de la fuente y en ese tránsito va perdiendo energía. Las explosiones pueden ocurrir en:

1. Espacios cerrados por:

a) Ignición de mezclas gaseosas inflamables

Ocurre cuando habiéndose producido un escape de un gas o de un vapor inflamable en un área confinada, el gas está dentro de los límites de inflamabilidad y encuentra un punto de ignición.

b) Ignición de polvo combustible en suspensión

Para que se produzca la explosión de una nube de polvo es necesario que el polvo sea combustible, que las partículas tengan dimensiones y distribución adecuadas para la combustión, que el oxígeno sea suficiente para que la misma se mantenga; y, principalmente, es necesario que exista una fuente de ignición con energía suficiente para iniciar la reacción.

2. Espacios abiertos por:

a) Ignición de nubes de vapor no confinado

Las nubes de vapor no confinadas se generan a raíz del escape de una cantidad determinada de un vapor combustible que, al formar una mezcla con el aire dentro de los límites de inflamabilidad y si existe fuente de ignición, tiene lugar la explosión de la nube. Se considera una de las más peligrosas dentro de la industria química ya que los escapes tóxicos pueden producir más víctimas y, por otra parte, debido al alcance que puede llegar a tener la nube, la ignición de ésta puede producirse en un punto alejado de la fuente origen del vertido y afectar a grandes áreas.

3. Por explosión de recipientes:

De acuerdo con Galán (2012), existen dos causas fundamentales por las que se produce la rotura de un recipiente:

- Por debilidad estructural (corrosión, erosión, fatiga, defecto de los materiales, etc.), por impactos externos.
- Por aumento de la presión interior debido a diferentes causas, entre ellas: sobrellenado, reacción fuera de control, explosión interna, fallo de un sistema de seguridad.

Casal; *et al* (2001) plantea que además pueden producirse explosiones de recipientes cuando se expande un gas comprimido.

También se incluyen en este apartado las explosiones tipo BLEVE (*boiling liquid expanding vapor explosion*), afirma Wells (1997). El fenómeno suele producirse cuando existe un calentamiento externo no deseado del recipiente, de manera que aumenta la presión y temperatura del líquido que contiene. Y además, si hay una

abertura en él que puede ser una ruptura o apertura de una válvula, la disminución de presión provoca la ebullición del líquido al encontrarse a una temperatura mayor que la de saturación correspondiente a la nueva presión.

Las consecuencias de la explosión serán la onda de sobrepresión y la proyección de fragmentos, no siempre tienen efectos térmicos. No obstante, en la mayoría de los casos reales la sustancia involucrada es combustible; esto provoca que la explosión sea seguida por la formación de una bola de fuego, de efectos muy graves. (Linares, 2013)

### **1.2 Métodos para el análisis de riesgos industriales.**

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. (Carol, 2001)

Autores como Castro y Arcos (1998) y SPC (2002) dividen en tres grandes grupos las diferentes técnicas existentes para la realización de un análisis de riesgo:

- a) Métodos comparativos.
- b) Métodos generalizados.
- c) Índices de riesgo.

Los métodos comparativos, de acuerdo con Casal, *et al* (2001), proporcionan una primera idea general del peligro de la instalación a estudiar. Por su parte, los generalizados permiten una visión más detallada del peligro intrínseco y de operación de la instalación, pero no cuantifican las consecuencias de los accidentes ocasionados en una industria por lo que no constituyen el objetivo de estudio de este trabajo. En cambio, los índices de riesgos, también denominados por Saá (2009) como métodos semicualitativos, se caracterizan por recurrir a una

clasificación de las áreas de una instalación en base a una serie de índices que miden su potencial para ocasionar un daño en función de una serie de magnitudes y criterios. Por tanto, a continuación serán explicados de forma resumida los métodos comparativos y los generalizados y se hará mayor énfasis en los índices de riesgos, con el objetivo de seleccionar aquel que más se ajuste a las características del proceso que se estudia y permita dar solución al problema en cuestión.

### **1.2.1 Métodos Comparativos**

Para autores como GUIAR (2008) se fundamentan en el análisis de sucesos que hayan ocurrido en establecimientos parecidos al que se analiza, por lo que se utilizan técnicas obtenidas de la experiencia adquirida en equipos e instalaciones similares existentes.

Algunos de los métodos comparativos más utilizados son:

- Análisis histórico de accidentes.
- Listas de comprobación.
- Análisis preliminar de peligros.

De forma general son métodos que se aplican en la identificación de posibles riesgos en una instalación en su etapa de diseño fundamentalmente porque requieren poca inversión en su realización y son adecuados para examinar los proyectos de modificaciones o plantas nuevas en una etapa inicial. Su gran ventaja es que detectan peligros reales que en el pasado se han puesto de manifiesto, pero pueden obviarse otros que también son potenciales, pero no han desencadenado en un accidente y por tanto no aparecen registrados. Asimismo los resultados obtenidos dependen mucho de la disponibilidad de la información y de la calidad de ésta en las fuentes consultadas.

### **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)

Para D.G.P.C. (1990) son los que requieren mayor información acerca del proceso a analizar y constituyen poderosas herramientas para la identificación de peligros y análisis de los riesgos asociados. Generalmente se utilizan en una etapa posterior al análisis de riesgos, cuando se ha seleccionado aquellos que requieren una evaluación más detallada.

A continuación se describen los métodos generalizados de mayor utilidad:

- a) Análisis de peligro y operatividad (HAZOP, por sus siglas en inglés)

Según 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.

Se utilizan una serie de palabras “guía” (no, más, menos, entre otras) destinadas a facilitar la búsqueda de posibles desviaciones al ser aplicadas sistemáticamente a los diferentes componentes de la instalación estudiada. Esta es una tarea que se realiza en un equipo que consta de un personal con amplios conocimientos de la planta, muy metódica y según un procedimiento formalizado, generándose información sobre las condiciones de los sistemas de control que permiten corregir esta situación. (Vílchez, 2001)

- b) Análisis “¿Qué sucedería si...?”

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.

Las preguntas se formulan en función de la experiencia previa y se aplican, tanto a proyectos de instalación, como a plantas en operación, siendo muy común su aplicación ante cambios propuestos en instalaciones existentes.

El resultado del trabajo será un listado de posibles escenarios incidentales, sus consecuencias y las posibles soluciones para la reducción del riesgo.

Evidentemente, requiere un conocimiento básico del sistema y la capacidad para sintetizar las desviaciones posibles, por lo que es necesaria la presencia de personal con amplia experiencia para poder llevarlo a cabo.

c) Análisis de árbol de fallas

Para Casal (2001) es un proceso deductivo que se aplica a un sistema técnico o proceso para la identificación de los sucesos y las cadenas de sucesos que pueden conducir a un incidente no deseado, en general un accidente o un fallo global de un sistema. Esta técnica permite evidenciar los puntos débiles de un sistema y cuantificar la probabilidad o frecuencia con que puede producirse un suceso.

La técnica del árbol de fallos es relativamente detallada y requiere un excelente conocimiento del sistema. Desde el punto de vista de documentación requiere desde los diagramas de tubería e instrumentación hasta los procedimientos de operación y mantenimiento seguidos.

Según Muñoz; *et al* (2009) es una técnica muy utilizada en los sistemas de calidad para identificar causas de fallos.

d) Análisis de árbol de eventos

El árbol de sucesos o análisis de secuencias de sucesos es un método inductivo que describe la evolución de un suceso iniciador sobre la base de la respuesta de distintos sistemas tecnológicos o condiciones externas. Partiendo del suceso inicial y considerando los factores condicionantes involucrados, el árbol describe las secuencias accidentales que conducen a distintos eventos. La técnica permite un estudio sistemático y exhaustivo de la evolución de un suceso y proporciona la lista de las secuencias accidentales posibles, número de elementos que la constituyen y tipo (éxito/fallo). Su aplicación es muy sencilla. (D.G.P.C., 1990)

### 1.3 Índices de riesgo

El análisis de riesgos mediante índices es una técnica muy difundida, según Carol (2001). Su principal característica es que permite obtener resultados semicuantitativos con mucha rapidez y con un conocimiento muy reducido de la instalación objeto de estudio, por lo que los recursos humanos, materiales y temporales necesarios para su aplicación son escasos.

Garza (2007) plantea que aunque no constituyen una herramienta para la identificación de peligros, dan como resultado una clasificación relativa del riesgo asociado a un establecimiento industrial o a partes del mismo.

Otros autores clasifican los índices de riesgos en tres grandes categorías en función de su nivel de descripción (nd) de la realidad, como se muestra en la tabla siguiente:

**Tabla 1:** Índices de riesgos.

Basados en la <b>definición de riesgo</b> (nd bajo)	Basados en la <b>carga de fuego</b> (nd medio)	Basados en la <b>peligrosidad de la sustancia</b> (nd alto)
Fine	MESERI	IFAL
SEPTRI	Gretnener	IFE (de Dow)
HRN	Coeficientes K	Mond (de ICI)
	Coeficientes $\alpha$	CEI(de Dow)
	Eric	UCSP
	Purt	

Fuente: Luis (2010)

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

Son aquellos cuya aplicación se hace según la definición:  $Riesgo = Frecuencia \times Magnitud$ . Se trata de una adaptación o desarrollo de esta definición, aunque incorporando algunos parámetros que permiten describir mejor el objeto de estudio. (Carol, 2001). A continuación se exponen criterios sobre los índices que entran dentro de esta categoría de manera que puedan ser diferenciados:

- ✓ 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.

✓ Sistema de evaluación y propuesta de tratamiento de riesgos (SEPTRI)

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)

✓ *Hazard Rating Number* (HRN)

Su fundamento teórico es muy similar a los índices Fine y SEPTRI aunque en este caso se evalúan las consecuencias del evento en función del daño a las personas y no, como en los casos anteriores, como valor económico del daño.

De forma general se puede concluir que los índices basados en la definición matemática de riesgo son relativamente sencillos pero no son adecuados para identificar un peligro en concreto dada su descripción abstracta de la realidad.

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

Dentro de esta clasificación se encuentran aquellos que por diseño son aplicables a instalaciones genéricas (edificios industriales, comerciales o residenciales y procesos productivos de todo tipo), sin importar de forma significativa el tipo de actividad desarrollada en su interior. Se ha centrado el estudio en todos los índices que valoran el riesgo de incendio y explosión y serán explicados brevemente.

✓ Método simplificado de evaluación del riesgo de incendio (MESERI)

Según Fuertes, *et al* (2003), el método fue desarrollado en 1990 y propone el cálculo de un índice simplificado del riesgo de incendio exclusivamente. 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, ya que no se tiene en cuenta las características del proceso, los materiales (reactividad, toxicidad) y los procedimientos de trabajo. Tampoco se contemplan otros daños que no sean los daños materiales y directos derivados del incendio, estando restringido en su aplicación al incendio en edificios sin analizar otro factor de riesgo adicional (fugas, derrames, contaminaciones).

✓ Gretener

Fue desarrollado por el ingeniero suizo Max Gretener entre 1960 y 1965. Está orientado a la evaluación matemática del riesgo de incendio de las construcciones industriales y edificios, por lo que no toma en consideración otras situaciones de emergencia potencialmente peligrosas. No es un índice de riesgo específico para la industria química. No se contemplan las pérdidas derivadas de la paralización de la actividad a consecuencia del incendio. En general es un método más detallado y elaborado que el anterior pero su falta de especificidad en temas de industria química le restan aplicabilidad. (Bové, 2003)

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

✓ Coeficiente  $\alpha$

Según Nguyen (2011) es un método de evaluación de riesgos parcial cuya finalidad es determinar para un sector las condiciones de aislamiento necesarias para garantizar, en caso de que el incendio se desarrolle en su interior, que sus consecuencias queden confinadas sin afectar a otros sectores. Por lo tanto, Garza (2007) plantea que al igual que el coeficiente K, son métodos básicamente para evaluar la resistencia al fuego de los elementos constructivos.

✓ ERIC (*Evaluation du risc d'incendie par le calcul*)

El método tiene por objeto la evaluación global del riesgo de incendio de un edificio o sector enfocado en una doble vertiente: el riesgo para las personas y el riesgo para los bienes. De acuerdo con Carol (2001) también pretende facilitar la aportación de medidas de seguridad que aumenten la calidad de ésta. Se basa en el método Gretener y está claramente enfocado al riesgo en edificios, diferenciando tres ambientes: industrial, establecimientos con gran afluencia de público, oficinas y viviendas.

✓ Purl

El método se fundamenta en la base de que la reducción del riesgo de incendio se producirá si se disminuye la acción destructora del incendio, que se desarrolla en dos ámbitos distintos: los edificios y su contenido. Se trata de un método sencillo para identificar el riesgo de incendio, no es específico para la industria química. Ofrece resultados de forma más rápida y algo más sobredimensionados que el método Gretener, además de algunos contrasentidos como no valorar la presencia permanente de personal en la zona a valorar. (Rubio, 2000)

Cabe destacar que aunque cada método hace énfasis en parámetros diferentes hay puntos de coincidencia entre los distintos métodos de evaluación del riesgo de incendio puesto que todos se desarrollan para ser aplicados a los edificios o cualquier tipo de construcción. Sin embargo contemplan superficialmente las características químicas de las sustancias limitándose a las de combustión y no

tienen en cuenta riesgos como la toxicidad, explosión, reactividad, es decir, no se valora la peligrosidad intrínseca de las sustancias utilizadas y las condiciones de proceso. Además la gran mayoría de los métodos existentes evalúan solamente la magnitud de las consecuencias derivadas del incendio, y no tienen en cuenta la probabilidad de inicio del incendio. Por todo esto se consideran de poca aplicación para el análisis que se pretende realizar en este trabajo porque no son útiles para valorar las industrias de gran riesgo como las petroquímicas.

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

Dentro de esta categoría se contemplan, por la proximidad al objeto de estudio, aquellos desarrollados para valorar el riesgo en instalaciones industriales con actividad química, uso y manipulación de sustancias peligrosas que puedan dar lugar a la ocurrencia de incendios, explosiones, fugas o derrames, intoxicación.

Chirsten; *et al* (1994) considera que estos índices centran su atención en los peligros de incendio y explosión y pasan por alto, o valoran de forma muy superficial, los riesgos derivados de emisiones a la atmósfera o de vertimientos líquidos a cauces públicos. En general no están convenientemente evaluadas las consecuencias medioambientales.

A continuación se explican brevemente las características fundamentales de cada uno de ellos.

#### ✓ Método IFAL (*Instantaneous Fractional Annual Loss*)

Se basa en el cálculo de la pérdida anual esperada, expresada como fracción del total del valor de la planta evaluada, promediada durante un largo período de años y suponiendo que durante ese período las condiciones de operación se mantengan constantes. Se compone de tres factores: uno de ingeniería, uno de gerencia y el más importante, el de proceso, que incluye la evaluación de cinco escenarios diferentes: fuegos en líquidos, fuegos de vapores, explosiones de vapor no confinadas, explosiones de vapor confinadas y explosiones internas. Para cada una de estas situaciones se sigue la secuencia de ocurrencia: pérdida de integridad del

continente, probabilidad de ignición, probabilidad de propagación del fuego o de la explosión y porcentaje de daños de la zona afectada. (Carol, 2001)

Los criterios usados para la determinación de la probabilidad y gravedad de un suceso son fórmulas, tablas y gráficos experimentales. La probabilidad se evalúa como probabilidad de fallo de los equipos y no de sus componentes. Puede destacarse una estructura similar a un árbol de eventos y está orientado a los peligros existentes específicos de la industria química.

La principal utilidad de este método se encuentra en que durante la fase de diseño de una planta se puede estimar la variación de la pérdida anual esperada en función de las modificaciones que se van introduciendo.

✓ Método UCSIP (*Union des Chambres Syndicales d'Industrie du Pétrole*)

Desarrollado en Francia para las industrias petroleras, refinerías y plantas petroquímicas, pero puede ser adaptado a otras industrias del sector químico. Sus objetivos son el análisis semicuantitativo de riesgos en términos de probabilidad y gravedad, que se integran en el cálculo del factor de seguridad. Éste se determina sobre la base de tres valores:

- Participación en el riesgo del sistema, calculado en función de seis parámetros que caracterizan el sistema y que tienen asignada una determinada ponderación entre 0 y 5.
- Importancia del riesgo en operación, calculado en función de seis parámetros que caracterizan la operación del sistema y que tienen asignada una determinada ponderación entre 0 y 5.
- Nivel de gravedad, valor que mide la magnitud de las consecuencias y que adopta un valor entre 0 y 6.

El nivel de gravedad contempla los siguientes escenarios accidentales:

1. Rotura de sistemas que transfieran un líquido a presión
2. Estallido de un equipo a presión
3. Pérdida de confinamiento de un tanque o depósito
4. Rotura de un equipo en rotación

Para cada uno de estos escenarios se desarrolla un árbol de sucesos y con la ayuda de 58 correlaciones o fórmulas se pueden estimar las consecuencias finales siguientes:

- Toxicidad
- Generación de proyectiles
- Sobrepresión por onda de choque
- Radiación térmica
- Derrame de líquido
- Dispersión de nube de gas.

Para autores como Carol (2001), los resultados aportados por estas correlaciones suelen ser simplificados y conservadores, en el sentido de que se adopten las correspondientes al peor caso esperado.

De forma general, D.G.P.C. (1990) plantea que el método precisa una menor dedicación de tiempo que el desarrollo y cuantificación mediante árboles de fallos y eventos. Pero no se realiza un análisis sistemático de causas que conducen al accidente por lo que se pierde la valiosa información que se recoge en este tipo de estudio. Tampoco permite evaluar el impacto de las posibles mejoras que se pueden incorporar a un sistema o circuito determinado.

Para la autora de este trabajo el método tiene poca aplicación por la complejidad de la metodología y porque requiere información que no siempre está disponible.

- Índice CEI (*Chemical Exposure Index*) de Dow

La primera versión de este método fue elaborada en 1986 por la compañía Dow y la primera revisión fue publicada por AIChE (*American Institute of chemical Engineers*) en 1994. El método contempla el riesgo de exposición a contaminantes químicos derivado de un accidente tecnológico agudo. No evalúa las probabilidades de ocurrencia del suceso y no valora la mayor o menor peligrosidad intrínseca del proceso, sino que únicamente estima la peligrosidad de manipular una sustancia peligrosa en un área determinada. (Duclos y Binder, 1995)

Para valorar el impacto de una fuga accidental mediante el CEI, Carol (2001) considera cinco parámetros fundamentales: toxicidad, cantidad de materia emitida a la atmósfera, distancia al área sensible a la fuga, peso molecular de la sustancia y otras variables que influyen en la magnitud del daño. Cada uno de estos parámetros es ponderado en una escala de intervalo que varía de 0 a 4 y el producto de todos ellos da como resultado el índice CEI.

Otros autores como Etowa, *et al* (2002) opinan que el índice CEI facilita un método simple para valorar la posible gravedad para las personas en las proximidades de una planta debida a la manipulación de sustancias peligrosas como consecuencia de una fuga accidental. No pretende definir si una instalación es o no más segura que otra. Por sí mismo es una herramienta preliminar de evaluación de riesgos que permite priorizar las actuaciones correctoras allí donde la gravedad potencial es más evidente.

- Índice IFE de Dow

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) consideran 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. Desarrollado en 1964, ha evolucionado 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.

Aunque el método está diseñado principalmente para cualquier operación en la que se almacene, se maneje o se procese un material inflamable, combustible o reactivo, puede también ser utilizado para analizar pérdidas potenciales en

instalaciones de tratamiento de aguas residuales, sistemas de distribución, tuberías, rectificadores, transformadores, calderas, y algunos elementos de centrales eléctricas. Se puede utilizar también para evaluaciones del riesgo de procesos pequeños como plantas pilotos con inventarios modestos de materiales potencialmente peligrosos. (AIChE ,1994)

Storch (2001) plantea que el método permite evaluar riesgos de forma semicuantitativa para proyectos y para plantas existentes, comparar unidades y/o plantas entre sí, comparar procesos antes y después de modificaciones y sirve de referencia para promover la seguridad inherente de procesos. Además, permite establecer la rentabilidad de las inversiones en mejoras de seguridad. Es un método bastante económico en recursos y tiempo y requiere de buena información referente al proceso y equipos.

Muchos autores como Gupta, *et al* (2003); Fibbiani y Moreno (2004); Suardin, *et al* (2007) y GUIAR (2008), coinciden en 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 se desarrolla siguiendo las etapas que propone Suardin (2005) y se comentan a continuación:

- a) Dividir la planta en estudio en unidades de proceso para las que se determina su índice de incendio y explosión (IFE).
- b) Determinar un factor material FM para cada unidad de proceso.
- c) Evaluar los factores de riesgo, considerando las condiciones generales de proceso (reacciones, transporte, accesos, etc.), denominadas  $F_1$ , y los riesgos específicos del proceso/producto peligroso, denominados  $F_2$ .
- d) Calcular el factor de riesgo ( $F_3$ ) como producto de  $F_1$  y  $F_2$  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.

- e) Determinar los IFE como producto de FM y  $F_3$  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.
- f) Calcular el valor de sustitución del equipo en el área de exposición.
- g) 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.
- h) 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.

De forma general para llevar a cabo este tipo de análisis es necesario un mínimo de información como los diagramas detallados del proceso, la instrumentación implementada, hojas de especificaciones de equipos, los costos de la planta o unidad analizada y de ser posible, los gráficos actualizados de la edición más reciente de *Dow's Fire and Explosion Hazard Classification Guide*. Pero si se dispone de toda la información el IFE es el método más completo para evaluar riesgos por incendio y explosión en una instalación porque da la posibilidad de comparar unidades entre sí, y conocer el efecto de las modificaciones en los procesos. Puede aplicarse tanto a sistemas productivos como a sistemas de almacenamiento. Tiene en cuenta la toxicidad de las sustancias presentes, parámetro que otros métodos expuestos anteriormente no contemplaban y, además, considera la influencia de los valores de reactividad e inflamabilidad de las sustancias a través del factor material. Es bastante económico en recursos y tiempo.

- Índice Mond

Método desarrollado inicialmente en la *Imperial Chemical Industries* (ICI) a partir del índice de Dow. La principal diferencia con el anterior es que el índice de Mond introduce la toxicidad de las sustancias presentes como factor independiente, considerando los efectos de las sustancias tóxicas por contacto cutáneo, inhalación

o ingestión. También utiliza menos recursos gráficos, siendo necesario un mayor número de cálculos para determinar los parámetros a considerar. (D.G.P.C., 1990) Aboud (2008) coincide en que el método de los índices de Mond es parecido, en estructura y características, al método IFE de Dow. Pero señala como las diferencias más importantes las que se muestran a continuación:

- Considera más detalles en los factores de riesgo y en las protecciones, por lo que utiliza índices correspondientes a los mismos.
- Considera de manera más específica los riesgos para la salud. Anteriormente esta era una diferencia muy relevante, pues 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.

En general es más detallado que el IFE de Dow, tiene en cuenta mayor número de parámetros de riesgo y bonificaciones y además facilita una clasificación de unidades en función del riesgo. Naturalmente, este método se seleccionará siempre que en la instalación se presenten sustancias tóxicas en cantidades apreciables y si bien es cierto que en una refinería de petróleo se manejan sustancias tóxicas como los compuestos sulfurados que acompañan al crudo, no es el parámetro que la caracteriza, sino la presencia de hidrocarburos que son combustibles, y productos de la destilación fraccionada del petróleo como el diesel y la gasolina, inflamables por naturaleza. Por tanto no se justifica la aplicación del índice Mond para el análisis que se quiere realizar cuando se cuenta con un índice tan completo como el IFE, que gana en detalles por ser más específico para industrias donde se manejen hidrocarburos y que es el más recomendado según las fuentes consultadas para estos casos.

#### **1.4 Conclusiones parciales**

1. En las industrias petroquímicas o en instalaciones que almacenan combustibles los accidentes mayores que pueden ocurrir con más frecuencia son los incendios y las explosiones.
2. El estudio de riesgo en una instalación posibilita la prevención de accidentes y con ello se reduce el costo por indemnización a los trabajadores y por los daños materiales que implica.
3. El IFE de la compañía Dow, es el método más reconocido para evaluar riesgos por incendio y explosión en instalaciones donde se manejan hidrocarburos, según la bibliografía consultada.

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

En el presente capítulo se describe brevemente la etapa de destilación atmosférica de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos a partir del diagrama de flujo del proceso. Esto permite conocer las sustancias que se manipulan, las operaciones fundamentales, los equipos involucrados y las condiciones de trabajo. Posteriormente se explica detalladamente la metodología utilizada para realizar la evaluación de riesgos por incendio y explosión.

### **2.1 Descripción del proceso objeto de estudio.**

La unidad de destilación atmosférica (sección 100) de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” procesa 65 000 barriles por día de una mezcla de crudos de origen venezolano Mesa 30 - Merey 16 en proporción 88%-12% respectivamente. El proceso se efectúa por medio de métodos físico-químicos, entre los químicos están la desalación y deshidratación; dentro de los físicos la rectificación y el intercambio de calor. Como resultado del proceso tecnológico se obtienen fracciones, las cuales, después de mezclarlas, constituyen la alimentación a otras unidades de procesamiento. En el anexo 1 se muestra el diagrama de flujo de la sección 100.

#### **Facilidades de entrada y primer banco de intercambiadores**

El crudo proveniente de la estación de bombeo es descargado hacia el primer banco de intercambiadores a una temperatura de 32°C y una presión de 24,2kgf/cm<sup>2</sup>. Este tren de intercambiadores cuenta con dos ramales en paralelo conformado, cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. Se utilizan como agentes de calentamiento reflujos recirculantes de la Torre T-102 y *fuel-oil*. Ambos ramales se unen para llevar el crudo precalentado a una temperatura de 120 °C y una presión de 11 kgf/cm<sup>2</sup>, al sistema de desalación eléctrica.

### Desalación eléctrica

El agua contenida en el petróleo con sales disueltas en ella, esencialmente con cloruros, no solamente constituye una impureza, sino que provoca una fuerte corrosión en los equipos del proceso y empeora la calidad de los combustibles que son inyectados para los procesos catalíticos, por consiguiente, es imprescindible la eliminación de esas sales y el agua.

En general para extraer las sales, el petróleo se mezcla con intensidad con el agua dulce en los eyectores y la emulsión formada entre el agua y el petróleo se destruye y se dispersa en un campo eléctrico en los electrodeshidratadores.

Por la parte inferior de los electrodeshidratadores se drena el agua que contienen las sales mientras el crudo desalado se extrae a un nivel superior.

### Segundo banco de Intercambiadores.

El crudo desalado y deshidratado va al segundo banco de intercambiadores, el cual también cuenta con dos ramales en paralelo conformado cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. El crudo alcanza una temperatura de 225 °C al intercambiar en una primera etapa con la fracción 270-350 °C y en una segunda etapa con crudo reducido, provenientes ambas corrientes de la columna T-102. En la línea de alimentación del segundo banco de intercambiadores, se le inyecta una solución al 2% de inhibidor de corrosión, proveniente del bloque de reactivos químicos.

Luego del segundo banco de intercambiadores, el crudo calentado, desalado y deshidratado, a una presión de 6 kgf/cm<sup>2</sup> se dirige a la torre desgasolinadora T-101.

### Torre Desgasolinadora T-101

Por la línea de alimentación a la torre desgasolinadora T-101, se le inyecta una solución de álcali al 1% proveniente del bloque de reactivos químicos.

La torre está conformada por 19 platos. Por el tope de la misma sale la fracción Pie 105°C a una temperatura de 113°C y una presión de 3,9kgf/cm<sup>2</sup> hacia los enfriadores de aire, donde gran parte se condensa y de allí va al tambor de reflujo

del tope con una temperatura de 55°C. En la línea de salida del tope y en la de reflujo de la torre T-101 se inyecta solución al 2% de inhibidor de corrosión (19,9g/ton de crudo), procedente del bloque de reactivos.

Desde el tambor correspondiente se succiona el reflujo de la torre por una bomba, para ser inyectado en el tope de la misma a una temperatura aproximada de 50°C. El exceso Pie 105°C es descargado por otra bomba y se dirige hacia un enfriador por aire. El exceso de gas y de reflujo pasa luego a un enfriador, y la salida de este va al tambor a una temperatura de 50°C.

Desde el fondo de la torre T-101 sale crudo desgasolinado, con una temperatura de 259°C y una presión de 4,9kgf/cm<sup>2</sup>, hacia una bomba cuya descarga se dirige al horno para reinyectarlo por dos corrientes en forma de chorro caliente a la torre por debajo del plato 1. En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto.

Por otra parte, por el fondo de la torre es succionado el crudo desgasolinado por una bomba, y descargado hacia el horno de la torre T-102.

#### Torre de destilación atmosférica T-102

Proveniente del horno conectado a esta torre, el petróleo desgasolinado (fondo de T-101) es alimentado por dos líneas a la torre de destilación atmosférica T-102 en el plato 6, a una temperatura de 365°C y una presión de 16 kgf/cm<sup>2</sup>. La torre cuenta con un total de 57 platos. En la línea de salida del tope y en la de reflujo de la torre T-102 se inyecta inhibidor de corrosión al 2% procedente del bloque de reactivos.

Por el tope de la torre sale la fracción Pie 120°C hacia los enfriadores de aire a una temperatura de 105°C y una presión de 0,7kgf/cm<sup>2</sup>. Esta fracción se enfría hasta los 70°C y va al tambor de reflujo del tope, desde donde se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T-102, cuya descarga va al enfriador por aire y de allí pasa al intercambiador de calor. Posteriormente sale de allí hacia el tope de la torre. El exceso Pie 120°C es descargado y va hacia un enfriador por aire, cuya salida se dirige al tambor correspondiente.

De la torre T-102 se extraen cuatro cortes laterales: la fracción 120-180°C, la 180-230°C, la 230-270°C y la 270-350°C.

La fracción 120-180°C se extrae por los platos 46 y 47, y va a la parte superior de la primera sección de la torre despojadora T-103 (T-103/1), de 6 platos, a una temperatura de 125°C y una presión de 0,7kgf/cm<sup>2</sup>. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado vapor de agua sobrecalentado, por lo que tanto la fracción ligera como los vapores de agua que salen del tope de la despojadora, entran a la torre T-102 por el plato 48 a una temperatura de 101°C. Mientras tanto, por el fondo, la fracción (a una temperatura de 103°C) es bombeada hacia un enfriador por aire, y posteriormente pasa al intercambiador por agua hasta llegar al nudo de mezcla, en el cual se forman las fracciones resultantes de la sección 100.

La fracción 180-230°C se extrae entre los platos 34 y 36 y va a la parte superior de la segunda sección de la torre despojadora (T-103/2), que consta de 6 platos, a una temperatura de 176°C y una presión de 1,0kgf/cm<sup>2</sup>. La fracción ligera y los vapores de agua salen del tope de la despojadora y se recirculan a la torre T-102 por el plato 37 a una temperatura de 165°C. Por el fondo, la fracción (a una temperatura de 160°C) es bombeada hacia el enfriador por aire, para finalmente llegar al nudo de mezcla.

La fracción 230-270°C se extrae entre los platos 21 al 24, y va a la parte superior de la tercera sección de la torre despojadora (T-103/3), de 5 platos, a una temperatura de 233°C y una presión de 1,1kgf/cm<sup>2</sup>. La fracción ligera y los vapores de agua salen del tope de la despojadora y entran a la torre T-102 por el plato 25 a una temperatura de 212°C. Por el fondo, la fracción (a una temperatura de 202°C) es bombeada hacia un intercambiador donde se enfría hasta 139°C, y luego hacia un enfriador por aire. Finalmente la fracción va a la salida, hasta el nudo de mezcla.

La fracción 270-350°C se extrae entre los platos 12 al 14, y es succionada a una temperatura de 284°C y una presión de 1,2kgf/cm<sup>2</sup>. La descarga de dicha bomba se ramifica en dos líneas que van a los intercambiadores del segundo banco para ceder calor al crudo desalado.

De la torre T-102, se extraen tres reflujo circulantes, los cuales se aprovechan para ceder calor en el primer banco de intercambiadores y así precalentar el crudo antes de su desalación. El primer reflujo recirculante se extrae por el plato 43 a una temperatura de 149°C y una presión de 0,9kgf/cm<sup>2</sup>. Es bombeado hacia dos intercambiadores consecutivos y posteriormente a dos secciones de un enfriado por aire, para luego retornarlo a la torre T-102 por el plato 45 con una temperatura de 70°C.

El segundo reflujo se extrae por el plato 32 y es succionado por una bomba, con una temperatura de 200°C y una presión de 1kgf/cm<sup>2</sup>. La descarga de la misma se dirige hacia una serie de intercambiadores, para luego retornarlo a la torre en el plato 35 con una temperatura de 80°C.

El tercer reflujo recirculante es extraído por el plato 21 y succionado con una temperatura de 250°C y una presión de 1,1kgf/cm<sup>2</sup> por una bomba, cuya descarga va a un grupo de intercambiadores de calor hasta ser retornado a la torre T-102 por el plato 22 con una temperatura de 100°C.

Por el fondo de la torre T-102 sale el crudo reducido a una temperatura 349°C y una presión de 1,4kgf/cm<sup>2</sup>, y es bombeado hacia la entrada del segundo banco de intercambiadores para ceder calor en contracorriente al crudo que se precalienta. Luego va hacia los enfriadores por aire, los cuales trabajan en operación normal en serie pero dependiendo de la condición del crudo reducido tienen la facilidad de trabajar en paralelo.

### Torre estabilizadora T-104

La torre estabilizadora T-104 es alimentada con el exceso de gas y reflujo de tope de las torres T-101 y T-102, los cuales forman la fracción 70-120 °C inestable. Esta fracción inestable a una temperatura de 50 °C y presión de 3,0 kgf/cm<sup>2</sup> se recolecta en un tambor alimentador D-105 para su posterior precalentamiento en los intercambiadores antes de ser inyectado. El inyectado entra a la torre estabilizadora T-104 por los platos 25, 27 y 31 a una temperatura de 179 °C y una presión de 22,3 kgf/cm<sup>2</sup>. Por el fondo del tambor alimentador se descarga el agua sulfhídrica hacia

la planta de tratamiento de residuales luego de ser enfriada, y por el tope, los gases son enviados al cabezal de gas combustible para la combustión de los hornos.

Por el tope de la torre T-104 sale la fracción Pie 70 °C a una temperatura de 110°C hacia los enfriadores de aire, donde alcanza 57°C, y de ahí pasa al enfriador por agua y posteriormente al tambor de reflujo del tope T-104. Desde el tambor se succiona el producto, cuya descarga va al tope de la torre a una temperatura de 51°C. Por el fondo de la torre T-104 la fracción 70-120 °C estable es recirculada a través de un horno para mantener la temperatura en la torre. La otra salida de fracción 70-120 °C estable por el fondo de la torre va a un intercambiador donde precalienta el inyector. Luego es enfriada por aire y por agua y se dirige hacia el nudo de mezcla.

### Nudo mezcla

El nudo de mezcla es donde se forman las fracciones resultantes de la sección 100. Estas son:

**1. Fracción 70-180 °C**, se forma mezclando los cortes 70-120°C y 120-180°C

A esta fracción se le denomina nafta de inyector (gasolina) que va a la sección 200.

**2. Fracción 120-230 °C**, se forma mezclando los cortes 120-180°C y 180-230°C

A esta fracción se le denomina turbo combustible (Jet-A1) que va a al Patio de tanque (MAP) al título 37.

**3. Fracción 120-270 °C**, se forma mezclando los cortes 120-180°C, 180-230°C y 230-270°C.

A esta fracción se le denomina Kerosén, que va a al Patio de tanque (MAP) al título 37.

**4. Fracción 180-350 °C**, se forma mezclando los cortes 180-230°C, 230-270°C y 270-350°C.

A esta fracción se le denomina Diesel que va a al Patio de tanque (MAP) al título 39.

## 2.2 Descripción de la metodología de trabajo del Índice de Incendio y Explosión (IFE) de Dow.

Para realizar la evaluación de los riesgos de incendio y explosión en la sección 100 de la refinería, se hará uso de la metodología de cálculo correspondiente a la séptima edición del índice IFE. Se desarrolla siguiendo las etapas publicadas por AIChE en 1994 que se muestran en el esquema siguiente:

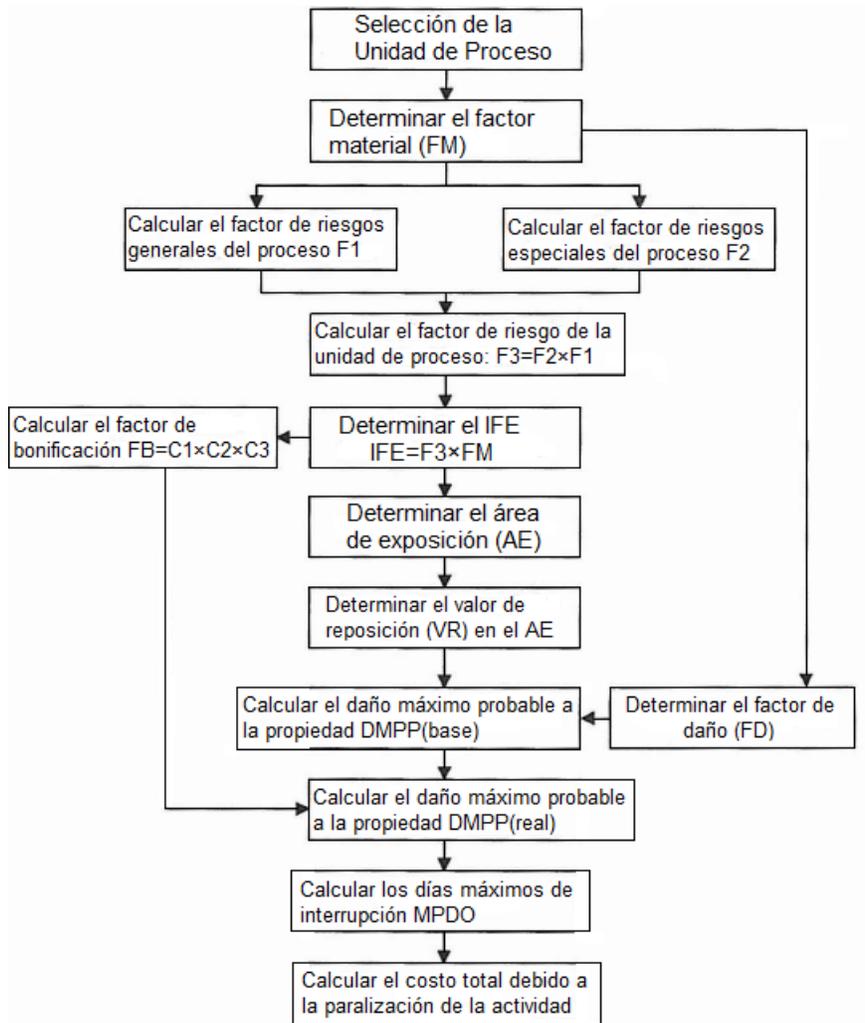


Figura 2.1: Procedimiento para el cálculo del IFE.

Fuente: AIChE (1994).

Para tener una idea básica de los parámetros que considera el desarrollo del índice de Dow, se describe con detalle el contenido de cada una de las etapas indicadas anteriormente.

**Etapa 1. Dividir la planta química en estudio en unidades de proceso para cada una de las cuales se determinará su Índice de Incendio y Explosión (IFE).**

El criterio básico de adopción para seleccionar estas unidades será, por un lado, el nivel de detalle pretendido en el estudio y, por otro, la homogeneidad necesaria que permita la aplicación correcta del método. Una unidad de proceso es cualquier equipo de proceso importante, como un tanque de almacenaje de materia prima, un tanque de almacenaje de proceso, una bomba de alimentación, el reactor, el separador, pero puede ser también un almacén. Es evidente que la mayoría de las unidades de fabricación tienen muchas unidades de proceso. Para calcular el IFE se deben considerar solamente las unidades de proceso que podrían tener un impacto desde un punto de vista de prevención de pérdidas.

**Etapa 2. Determinar el factor material (FM) para cada unidad de proceso.**

El factor material (FM) es propio de la o las sustancias contenidas y manipuladas en la unidad de proceso que se analiza, así como de las temperaturas a las que se procesan. El FM representa la velocidad intrínseca de la emisión potencial de energía en los casos de fuego o explosión por la sustancia caracterizada. El FM puede estar tabulado para diferentes sustancias a una temperatura de hasta 60°C en AIChE, (1994). Dicha tabla se muestra en el anexo 2 de este trabajo.

Según Suardin (2005) en caso de que el valor del FM de determinada sustancia no se encuentre tabulado se puede obtener a través de los valores de reactividad (Nr) y de inflamabilidad (Nf) de las sustancias. Nf y Nr se aplican para las temperaturas hasta 60°C, por lo tanto el FM para sustancias expuestas a temperaturas superiores a 60°C debe ser ajustado por el procedimiento de ajuste de temperatura del FM. El valor de Nf y Nr así como sus descripciones cualitativas son presentados en la tabla 2.1 y tabla 2.2 respectivamente.

Tabla 2.1: Determinación del factor del material.

		Reactividad o Inestabilidad				
Líquidos y gases inflamables o combustibles <sup>1</sup>	NFPA 49	N <sub>R</sub> = 0	N <sub>R</sub> = 1	N <sub>R</sub> = 2	N <sub>R</sub> = 3	N <sub>R</sub> = 4
No combustibles <sup>2</sup>	N <sub>F</sub> = 0	1	14	24	29	40
F.P. > 93,33 °C	N <sub>F</sub> = 1	4	14	24	29	40
37,77°C <F.P.< 93,33°C	N <sub>F</sub> = 2	10	14	24	29	40
F.P < 22,7°C y B.P >37,77°C	N <sub>F</sub> = 3	16	16	24	29	40
F.P <22,7°C y B.P <37,77°C	N <sub>F</sub> = 4	21	21	24	29	40
<b>Neblina o polvos combustibles<sup>3</sup></b>						
St-1 (K <sub>SI</sub> < 200 bar m/sec)		16	16	24	29	40
St-2 (K <sub>SI</sub> = 201-300 bar m/sec)		21	21	24	29	40
St-3 (K <sub>SI</sub> > 300 bar m/sec)		24	24	24	29	40
<b>Sólidos combustibles</b>						
Denso > 40 mm espesor <sup>4</sup>	N <sub>F</sub> = 1	4	14	24	29	40
Abierto < 40 mm espesor <sup>5</sup>	N <sub>F</sub> = 2	10	14	24	29	40
Espuma, fibra, polvo <sup>6</sup>	N <sub>F</sub> = 3	16	16	24	29	40

FP (flash point): punto de evaporación instantánea; Nf: valor de inflamabilidad; Nr: valor de reactividad; BP (boiling point): punto de ebullición; St: referente a polvos.

Fuente: Suardin (2005)

En la tabla anterior:

- 1: Incluye sólidos volátiles.
- 2: No se quema en el aire cuando se expone a temperaturas de 815,6 °C por cinco minutos.
- 3: Los valores de Kst son referidos a recipientes cerrados de prueba de 16 litros de capacidad con una fuerte fuente de ignición.
- 4: Incluye madera de 2 pulgadas nominal, lingotes de magnesio.
- 5: Incluye materiales de tamaño de partículas grandes como paletas de plástico, estantes de sacos, paletas de madera.
- 6: Incluye cauchos (gomas de autos, zapatos).

**Tabla 2.2:** Descripción cualitativa para determinar el valor de reactividad (Nr).

Nr=0	<p>Materiales estables normalmente aún bajo fuego que incluyen:</p> <ul style="list-style-type: none"><li>• Materiales que no reaccionan con el agua.</li><li>• Materiales que presentan un comportamiento exotérmico en el rango de <math>300^{\circ}\text{C} &gt; T &gt; 500^{\circ}\text{C}</math>.</li></ul>
Nr=1	<p>Materiales estables normalmente pero llegan a ser inestables a altas presiones y temperaturas, que incluyen:</p> <ul style="list-style-type: none"><li>• Materiales que pueden cambiar o descomponerse en el aire, luz o humedad.</li><li>• Materiales que presentan un comportamiento exotérmico en el rango de <math>150^{\circ}\text{C} &lt; T &lt; 300^{\circ}\text{C}</math>.</li></ul>
Nr=2	<p>Materiales que reaccionan violentamente cuando hay cambios químicos en su forma a altas presiones y temperaturas , que incluyen:</p> <ul style="list-style-type: none"><li>• Materiales que presentan un comportamiento exotérmico a una temperatura de <math>150^{\circ}\text{C}</math>.</li><li>• Materiales que reaccionan violentamente o forman materiales potencialmente explosivos con el agua</li></ul>
Nr=3	<p>Materiales que son capaces de explotar al descomponerse o pueden reaccionar al ponerse en contacto con fuentes de ignición o cuando se calientan en espacios cerrados que incluyen:</p> <ul style="list-style-type: none"><li>• Materiales que son muy sensibles térmicamente y mecánicamente bajo elevada presión y temperatura.</li><li>• Materiales que reaccionan explosivamente con el agua aún bajo condiciones normales</li></ul>
Nr=4	<p>Materiales que son capaces de detonar, explotar y descomponerse rápidamente a presión y temperatura normal. Incluye materiales que son sensibles térmicamente y mecánicamente a presión y temperatura normales.</p>

Fuente: Suardin (2005).

El ajuste de temperatura se lleva a cabo solamente cuando la temperatura de la sustancia estudiada en la unidad de proceso está por encima de 60°C. El ajuste de temperatura del factor material se determina usando la tabla 2.3.

**Tabla 2.3:** Ajuste de temperatura del factor material.

Ajuste de temperatura del Factor Material	Nf	St	Nr
A. Entrar el valor de Nf (St para polvos) y Nr			
B. Si la temperatura < 60°C, ir al "E"			
C. Si la temperatura está por encima del FP o si la temperatura > 60°C poner Nf=1			
D. Si la temperatura está por encima del inicio exotérmico o de la temperatura de autoignición poner 1 en Nr			
E. Sumar cada columna, pero poner 4 cuando el total es 5			
F. Usando "E" y la tabla 2.1, determinar el FM			
Nf: valor de inflamabilidad; Nr: valor de reactividad; St: referente a polvos; FP: punto de evaporación instantánea; FM: factor material.			

Fuente: (Suardin, 2005).

### **Etapas 3. Determinar el factor de riesgo de la unidad de proceso (F<sub>3</sub>)**

Después de determinar el FM adecuado, el paso siguiente es calcular el índice de riesgo de la unidad de proceso (F<sub>3</sub>), que es el término que se multiplica por el FM para obtener el IFE.

El valor numérico del índice de riesgo de la unidad de proceso se determina a partir del producto del índice general de riesgo de la unidad de proceso (F<sub>1</sub>) y el índice especial de riesgo de la unidad de proceso (F<sub>2</sub>). Se utiliza el producto en lugar de la suma porque los elementos considerados en F<sub>1</sub> y F<sub>2</sub> tienen un efecto potenciador entre ellos.

Los riesgos de proceso que contribuyen a aumentar la magnitud y la probabilidad de pérdidas son penalizados en el cálculo e influyen en el resultado. Cuando se calculan las penalizaciones se recomienda escoger el momento más peligroso de la operación normal de la unidad de proceso. El arranque, la operación continua y la parada están entre los estados operacionales que pueden ser considerados.

En el anexo 3 se muestra una extensa lista de comprobación (tomada de Casal, 2001) donde se identifican todas las posibilidades de penalización y bonificación previstas en el método.

### **Evaluación de los riesgos generales del proceso (F<sub>1</sub>)**

Los riesgos generales del proceso son los factores que determinan principalmente la magnitud de un incidente. Hay seis elementos de riesgo a tener en cuenta en esta sección y son aplicables en la mayoría de las situaciones de proceso. Aunque puede que no sea necesario considerarlos todos, su evaluación cuidadosa para la unidad de proceso en estudio es de gran importancia.

#### A. Reacciones químicas exotérmicas.

Esta penalidad solo se aplica a unidades que incluyen reactores. Para otras unidades, la reactividad de las materias en cuestión ya se ha tenido en cuenta en el factor material, y no necesita ser añadida en la categoría presente.

A continuación se muestra de forma sencilla el valor de la penalidad que debe ser aplicado según el tipo de reacción que ocurre en las unidades de proceso.

**Tabla 2.4:** Penalidad para reacciones químicas exotérmicas.

<b>Valor de la penalidad</b>	<b>Tipo de reacción</b>
0,3	Reacciones poco exotérmicas como: hidrogenación, hidrólisis, isomerización, neutralización, sulfonación.
0,5	Reacciones moderadamente exotérmicas: alquilación, esterificación, reacciones de adición, de oxidación, polimerización y condensación.
1	Reacciones exotérmicas de control crítico como la halogenación.
1,25	Reacciones exotérmicas peligrosas como la nitración.

Fuente: AIChE (1994).

B. Procesos endotérmicos.

Se aplica una penalidad de 0,2 para cualquier proceso endotérmico que tiene lugar en un reactor. Pero cuando la energía que entra al proceso endotérmico proviene de la combustión de un sólido, líquido o combustible gaseoso, la penalidad se incrementa a 0,4. Por ejemplo se incluyen la pirólisis y el craqueo.

C. Manejo y transferencia de materia.

Este punto evalúa el potencial para el fuego que involucra la unidad del proceso pertinente durante el manejo, traslado y almacenamiento de materiales.

- Cualquier operación de carga y descarga que involucra a materiales inflamables de clase I (con punto de inflamación inferior a los 37,8°C), donde las líneas de traslado son conectadas y desconectadas se aplica una penalización de 0,5.
- La introducción de aire durante la adición manual de algunos ingredientes dentro de centrífugas, reactores discontinuos o mezcladores, puede crear riesgo de reactividad o inflamabilidad, se aplica una penalidad de 0,5.
- Penalizaciones de 0,85 se aplican para líquidos o gases inflamables con  $N_f$  entre 3 y 4, esta categoría incluye tambores cilíndricos y contenedor flexible portátil. Se le aplica una penalidad de 0,65 a combustibles sólidos con  $N_f=3$ , para  $N_f=2$  la penalidad correspondiente es de 0,4 y para combustibles líquidos con un punto de evaporación instantánea (FP) superior a 37,8°C e inferior a 60°C se aplicará una penalidad de 0,25.

D. Unidades de proceso encerradas o interiores.

- Se aplica una penalización de 0,3 para cualquier proceso de manejo de líquidos inflamables a temperaturas superiores a las del punto de evaporación instantánea en un área confinada. Si la cantidad de líquido excede los 1 000 galones (3,785 m<sup>3</sup>) se aplica una penalidad de 0,45.
- Cualquier proceso con líquidos inflamables manejados a temperaturas superiores a las del punto de ebullición en un área confinada requiere una

penalidad de 0,6. Para cantidades de líquidos que excedan los 1 000 galones se utiliza una penalidad de 0,9.

E. Acceso en caso de fuego.

Todas las áreas de proceso superiores a 925 m<sup>2</sup> que no tengan un acceso adecuado reciben una penalización de 0,35. Todos los almacenes con un área superior a 2 312 m<sup>2</sup> que no tengan un acceso adecuado reciben una penalidad de 0,35.

Las áreas pequeñas deben ser penalizadas con 0,2 si existen problemas potenciales para el fuego debido a accesos inadecuados.

F. Control de derrames y sistema de drenaje.

Si las sustancias en las unidades de proceso al ocurrir un derrame o drenaje este afecta solamente a la propia unidad de proceso entonces se le aplicará una penalidad de 0,5 y si además se ven afectadas otras unidades pues entonces se le atribuirá otra penalización de 0,5.

**Riesgos especiales del proceso (F<sub>2</sub>)**

El riesgo especial de la unidad de proceso contribuye sobre todo a la probabilidad de que ocurra un incidente con pérdidas. Se calcula a partir de las condiciones específicas de proceso que han demostrado ser causa importante de los incidentes de fuego y de explosión. Se compone de doce elementos:

A. Material tóxico.

Se aplican penalizaciones cuya magnitud se incrementa con la toxicidad de las materias sujetas al proceso. El razonamiento se basa en que cualquier incidente es más difícil de manejar si se necesita ropa protectora o evacuación de personas. Suardin (2005) plantea que si el valor de la penalidad por toxicidad de una sustancia no está tabulado se puede determinar mediante la ecuación 2.1.

$$\text{Penalidad} = 0,20 \cdot N_H \quad (2.1)$$

Donde  $N_H$  es el factor de salud que se puede determinar mediante la tabla 2.5 o encontrarlo en AIChE (1994) apéndice A.

**Tabla 2.5:** Descripciones cualitativas para determinar el factor de salud

N <sub>H</sub> =0	No ofrece peligro incluso ante condiciones de fuego.
N <sub>H</sub> =1	Causa irritación y requiere el uso de un respirador de aire purificado.
N <sub>H</sub> =2	Causa la inhabilitación temporal, lesión residual posible y requiere el uso de un equipo protector respiratorio
N <sub>H</sub> =3	Requiere protección en todo el cuerpo.
N <sub>H</sub> =4	Causa la muerte y lesión residual muy importante
N <sub>H</sub> : factor de salud	

Fuente: Suardin (2005)

**B. Presión sub-atmosférica.**

Se aplica una penalización de 0,5 si una fuga permitiera entrar aire al sistema en el que materiales que sean sensibles al oxígeno o la humedad puedan formar mezclas inflamables.

Esta penalización es aplicada solo si la presión absoluta es menor que 500 mmHg (0,66 atm).

**C. Operación dentro o próxima a la temperatura de inflamación.**

La introducción o entrada de aire en un sistema conjuntamente con las condiciones de operación podrían llevar a la formación de una mezcla inflamable y a su vez crear un riesgo adicional para el proceso. Por tanto se penalizan:

- Tanques que almacenen líquidos inflamables con un N<sub>F</sub> =3 o 4, donde el aire puede entrar hacia el interior del tanque durante el vaciado o enfriamiento brusco del tanque. La penalización es de 0,5.
- Equipos o tanques de almacenamiento del proceso que podrían estar cerca o dentro del rango de inflamabilidad, sólo si existen fallas en los equipos, instrumentos o en las purgas, requieren una penalidad de 0,3.
- Procesos u operaciones que por su propia naturaleza siempre se hallan cerca de las condiciones de inflamabilidad bien porque la operación de purga no puede practicarse o bien porque se ha decidido no realizar la purga. La penalización es de 0,80.

D. Explosión de polvos.

Las penalizaciones de esta sección se aplican a las unidades de proceso que involucran el manejo del polvo en operaciones de transferencia, mezclado, molienda, empaquetamiento. Cabe destacar que la máxima velocidad de incremento de la presión, así como la presión máxima generadas por un polvo dependen de manera muy importante del tamaño de partícula; así si el polvo es más fino, mayor será el riesgo. De esta manera el valor de las penalizaciones varían desde 0,25 hasta 2 en función del tamaño de las partículas, y se encuentran en la tabla 3 de la guía publicada por AIChE en 1994.

E. Alivio de presión.

Cuando las presiones de operación están por encima de la atmosférica se aplica una penalización debido a que esta situación en caso de fuga incrementa la velocidad de emisión de los líquidos inflamables y combustibles.

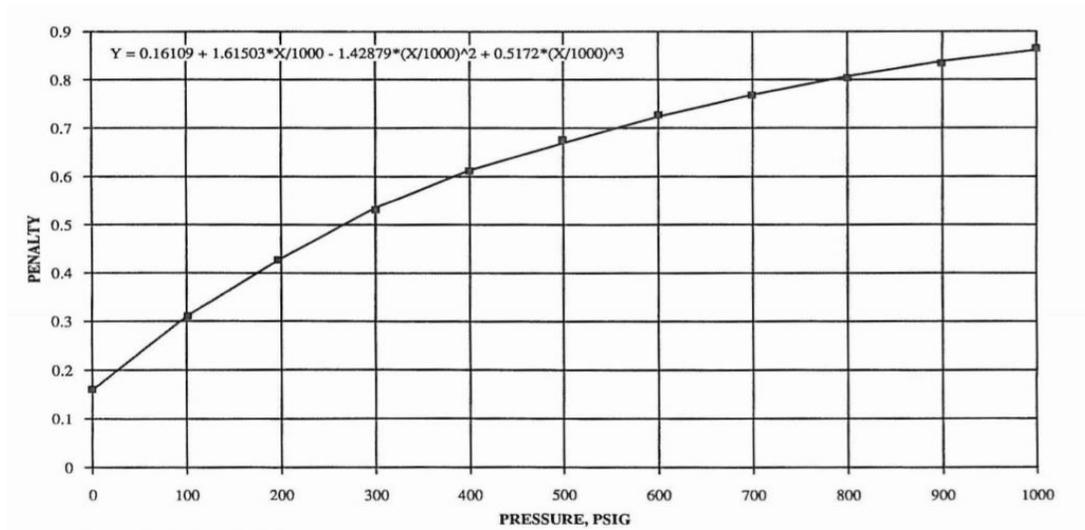
Según Suardin (2005) este valor se puede determinar mediante la siguiente ecuación:

$$Penalidad = 0,16109 + \frac{1,61503 \cdot P}{1000} - 1,42879 \left[ \frac{P}{1000} \right]^2 + 0,5172 \left[ \frac{P}{1000} \right]^3 \quad (2.2)$$

Donde:

P: es la presión de operación de la unidad en lb/pulg<sup>2</sup> absolutas.

Para el caso de esta penalidad se puede determinar mediante la figura 2.2 donde el eje de las abscisas corresponde a la presión de operación en lb/pulg<sup>2</sup> absolutas y el eje de las ordenadas es el valor de penalidad:



**Figura 2.2:** Determinación de la penalidad por presión de alivio para líquidos inflamables y combustibles.

Fuente: AIChE (1994).

En el gráfico anterior:

- Para materiales de alta viscosidad tales como bitumen, aceites lubricantes pesados y asfalto se multiplica la penalidad por 0,7.
- Para gases comprimidos o líquidos inflamables presurizados con cualquier gas por encima de 15 psi manométricas se multiplica la penalidad por 1,2.
- Para los gases inflamables licuados (incluyendo todos los otros materiales inflamables almacenados sobre su punto de ebullición), se multiplica la penalidad por 1,3.

#### F. Baja temperatura

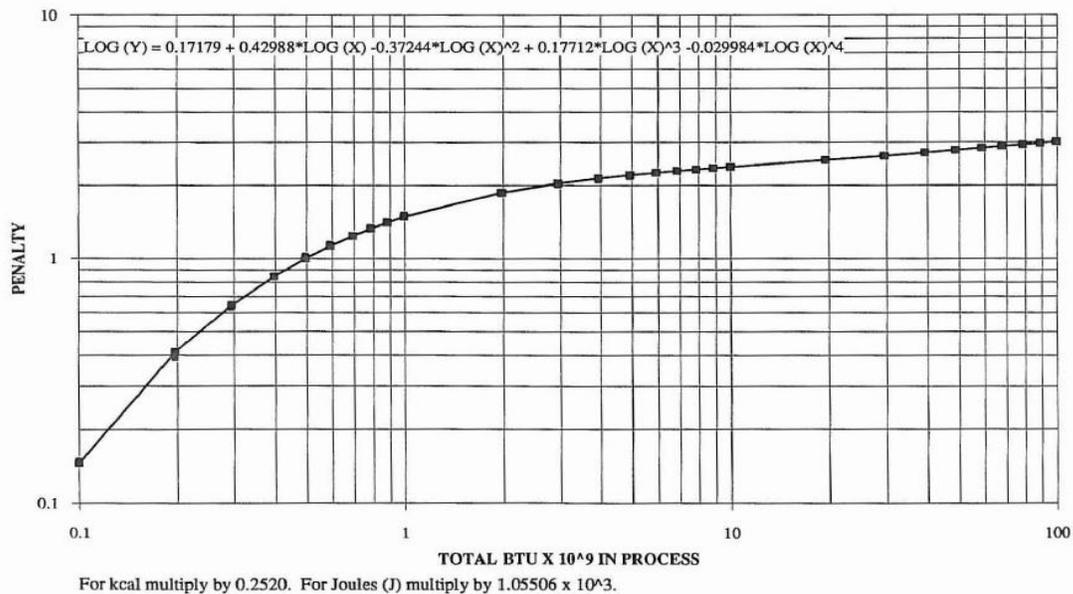
Se aplican penalizaciones para operaciones que se realicen a temperaturas extremadamente bajas, a no ser que éstas se hayan tenido en cuenta en la elección de materiales de construcción. Esta penalización incluye la consideración de fragilización posible del acero al carbono o de otros materiales. No obstante, raras veces surge tal penalización, debido a que la temperatura se tiene en cuenta cuando se elige el material de construcción.

G. Cantidad de material inflamable o inestable.

La penalización en este aspecto se define de la forma siguiente: la cantidad de materia presente en la unidad considerada se multiplica por la energía disponible en la materia que se está procesando, medida en términos de su calor de combustión. De ello se deduce que si se reduce la cantidad de materia disminuye la escala de cualquier incidente potencial.

Se aplica una penalidad a cualquier operación de proceso que incluya bombeo hacia los tanques y es válida para cuando la sustancia haya sido seleccionada para hallarle el factor material.

Para líquidos y gases en el proceso se usa la figura 2.3 y para líquidos y gases almacenados la figura 2.4, donde en ambas el eje de las abscisas corresponde al calor de combustión de las sustancias y el eje de las ordenadas al valor de la penalidad. Para combustibles sólidos almacenados y polvos en el proceso se utiliza la figura 2.5 y, a diferencia de los gráficos anteriores, el eje de las abscisas corresponde a la cantidad de sólidos medida en libras.



**Figura 2.3** Penalidad para líquidos y gases en el proceso por cantidad de materia inflamable o inestable.

Fuente: AIChE (1994).

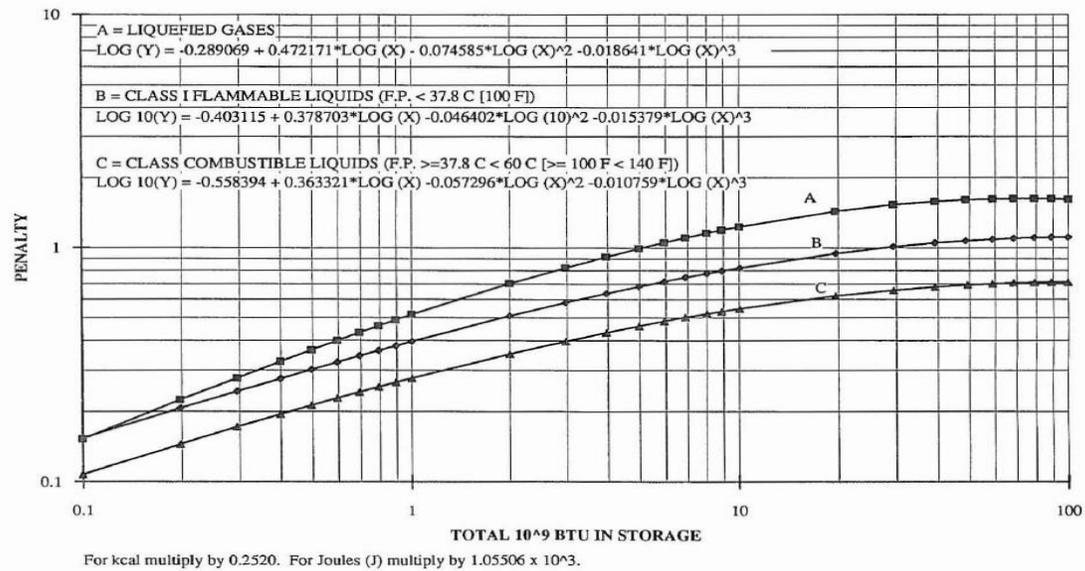


Figura 2.4 Penalidad para líquidos y gases almacenados por cantidad de materia inflamable o inestable.

Fuente: AIChE (1994).

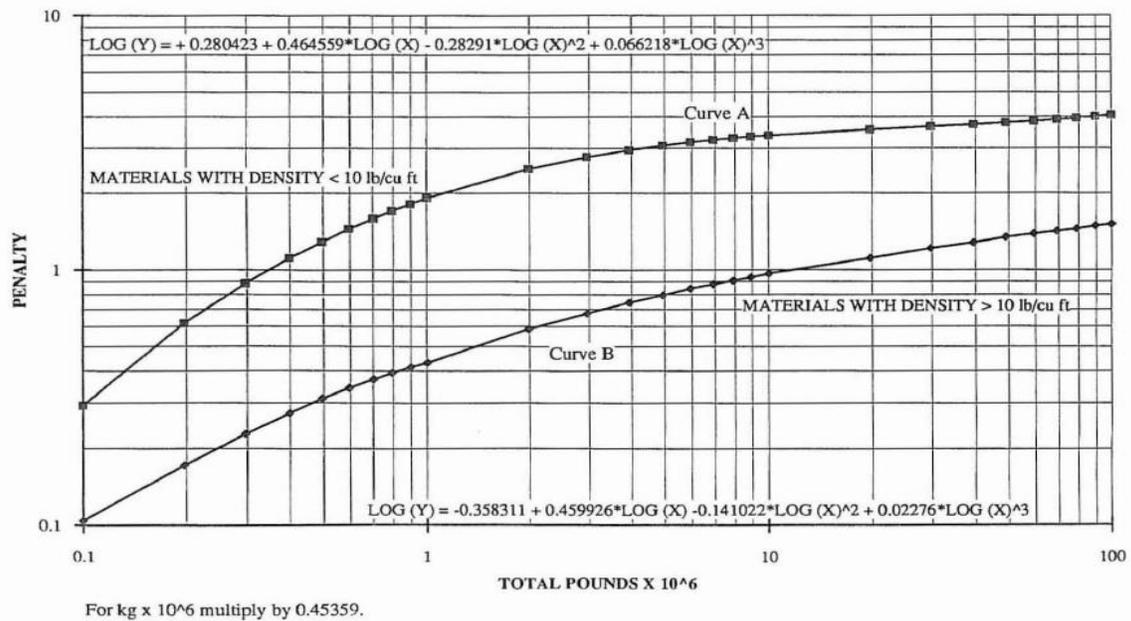


Figura 2.5 Penalidad para combustibles sólidos almacenados y polvos en el proceso por cantidad de materia inflamable o inestable.

Fuente: AIChE (1994).

H. Corrosión y erosión.

Algunos problemas de corrosión y erosión todavía pueden ocurrir en ciertos procesos aunque el diseño sea correcto. Se considera que la velocidad de corrosión es la suma de las velocidades de corrosión internas y externas. No se debe pasar por alto los posibles efectos de las impurezas menores en las corrientes de proceso que podrían causar mayor corrosión interior que lo normal y la posibilidad de corrosión externa debido a la ruptura química de la pintura.

- Para velocidades de corrosión menores que 0,127mm/año con riesgos de picadura o erosión local la penalidad es de 0,1.
- Para velocidades de corrosión mayores que 0,127mm/año y menores que 0,254 mm/año la penalidad es de 0,2.
- Para velocidades de corrosión mayores que 0,254 mm/año la penalidad es de 0,5.
- Para cuando la corrosión, según el material, es por estrés entonces se le aplicará una penalidad de 0,75.

J. Fugas a través de juntas y empaquetaduras.

Se aplica una penalización en casos que pueden ir desde los sellos mecánicos simples y las juntas hasta los casos más severos de mirillas, piezas de fuelles, juntas de expansión o elementos frágiles.

- Si en la unidad de proceso existe una bomba con alguna fuga de menor naturaleza la penalidad será de 0,1.
- Si en la unidad de proceso existe un compresor con alguna fuga de menor naturaleza la penalidad será de 0,3.
- En la unidad de proceso donde el material es de naturaleza penetrante o un lodo abrasivo la penalidad es de 0,4.
- En las unidades de proceso donde existan mirillas o juntas de expansión, la penalidad es de 1,50.

K. Uso de equipos con fuego

El empleo de equipo sometido a llama o fuego directo atrae una penalización debido a que incrementa la probabilidad de ignición cuando se producen emisiones de vapores o líquidos inflamables o de polvos combustibles. La utilización de un fluido inerte como barrera segura en el sistema ocasiona una reducción de la penalización. Si el recipiente sometido a fuego está muy lejos de la unidad de proceso no debería asignarse esta penalización. Cuando el equipo está en la unidad de proceso la penalización es 1.

El siguiente gráfico se utiliza para determinar dicha penalidad en función de la distancia a la que se encuentran los equipos sometidos a fuego de la unidad de proceso.

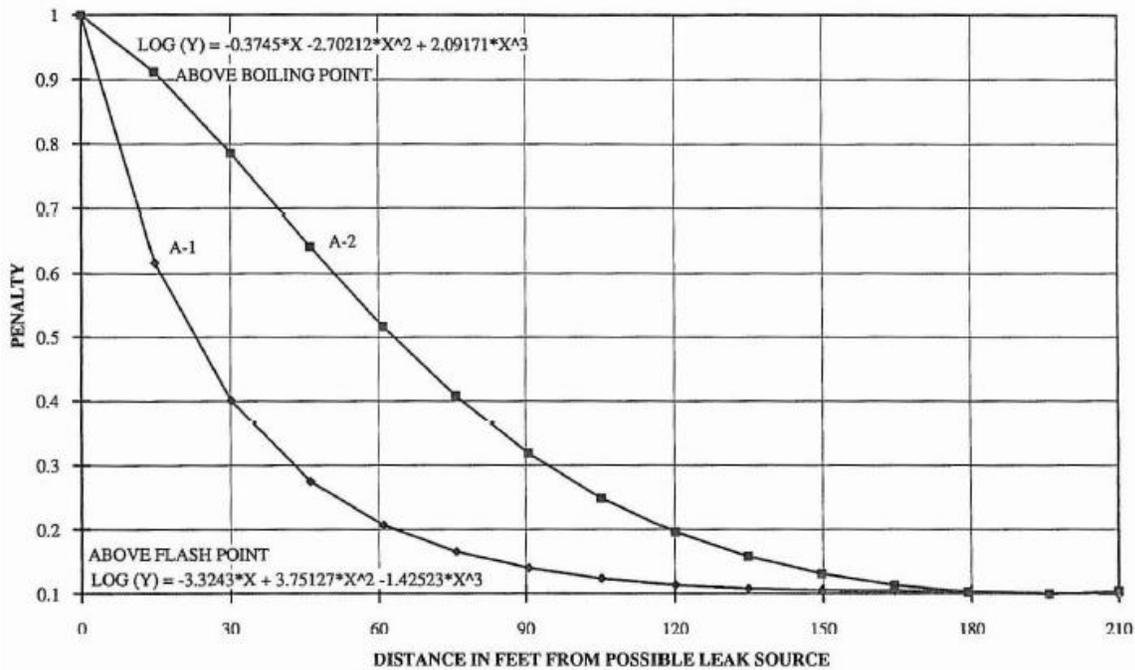


Figura 2.6 Penalidad para las unidades de proceso cercanas a equipos sometidos a fuego directo.

Fuente: AIChE (1994)

L. Sistemas del intercambio de calor con aceite caliente.

Cuando los fluidos que se usan para la transmisión de calor son combustibles representan un riesgo adicional en cualquier proceso que los utilice.

Las penalizaciones que aquí se aplican se basan en la temperatura y en la cantidad de fluido utilizado para el intercambio de calor en la unidad de proceso. No se penalizará cuando el aceite caliente no es combustible ni tampoco cuando el fluido, aun siendo combustible, se utiliza a temperaturas inferiores a las de su punto de evaporación instantánea.

**Tabla 2.6:** Penalidades según el volumen de los intercambiadores de calor.

Penalidad para equipos de transferencia de calor que utilicen aceite caliente		
Capacidad (m <sup>3</sup> )	Penalidad por encima del punto de evaporación instantánea	Penalidad igual o por encima del punto de ebullición
< 18,9	0,15	0,25
18,9 a 37,9	0,30	0,45
37,9 a 94,6	0,50	0,75
> 94,6	0,75	1,15

Fuente: AIChE (1994).

M. Equipo rotativo

Las piezas grandes de equipos rotativos, tales como los compresores, y las bombas de gran potencia, tienen una historia de contribuir de manera significativa a pérdidas importantes. Por ello, se le asigna a su empleo una penalización de 0,5.

Finalmente los dos factores analizados anteriormente  $F_1$  y  $F_2$  componen el factor de riesgo del proceso ( $F_3$ ) según la expresión 2.3.

$$F_3 = F_1 \cdot F_2 \tag{2.3}$$

**Etapa 4. Obtención del índice de fuego y explosión (IFE).**

El cálculo del IFE se usa para estimar el daño probable como resultado de un incidente en una planta del proceso. Factores como el tipo de reacción, las temperaturas del proceso, las presiones, las cantidades de combustible, indican la probabilidad y la magnitud potencial de un combustible que son el resultado de los fracasos en el control de procesos y fallas de equipos por fatiga, vibración, etc.

El IFE es el producto del índice de riesgo de la unidad de proceso ( $F_3$ ) y del material factor (MF), de acuerdo a la expresión 2.4.

$$IFE = FM \cdot F_3 \tag{2.4}$$

La tabla 2.7 es un listado de los valores de IFE y la descripción del grado del peligro asociado al índice, que da una idea relativa de la severidad del mismo. Se necesita una revisión más detallada para las instalaciones con un IFE mayor de 128.

**Tabla 2.7** Grado del riesgo según el valor del IFE

<b>Rango (IFE)</b>	<b>Grado de riesgo</b>
1-60	Ligero
61-95	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Importante
159 y superior	Severo

Fuente: AIChE, 1994.

**Etapa 5. Determinar el factor de daño ( $F_D$ ).**

El factor de daño se obtiene con los valores de  $F_3$  y de FM a través de la figura 2.7. Dicho factor representa el efecto global de fuego más el daño de la explosión resultante.

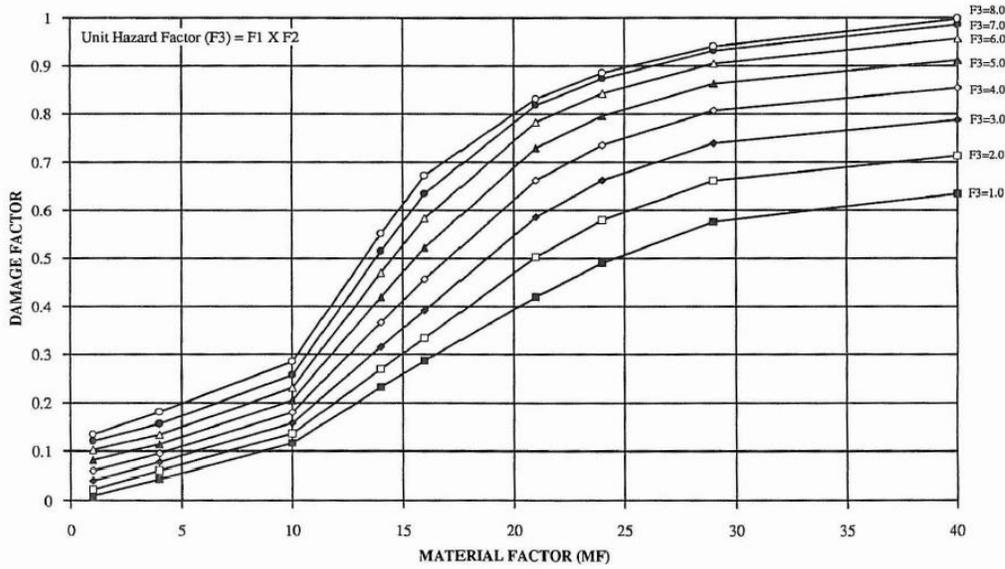


Figura 2.7. Gráfica para determinar el factor de daño (FD).

Fuente: AIChE (1994).

**Etapa 6. Obtención del radio de exposición (RE).**

Mediante la figura 2.8 se obtiene el radio de exposición a los efectos del fuego y explosión debido a un accidente en la unidad considerada.

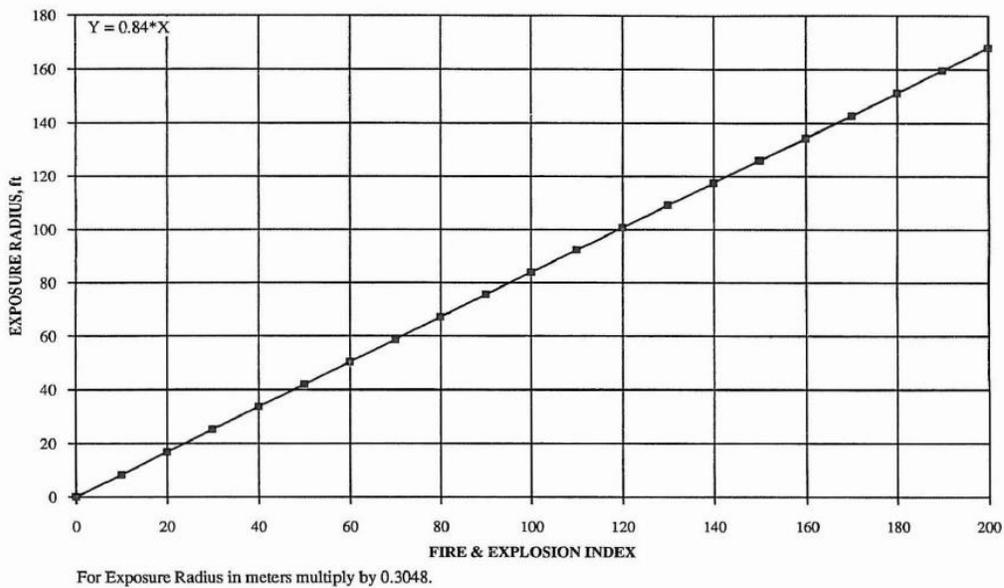


Figura 2.8: Gráfica para determinar el RE a efectos de fuego y explosión.

Fuente: AIChE, 1994.

El área a considerar es la que contiene el equipo que podría estar expuesto a un fuego o en la que se podría generar una explosión aire-combustible. Para la evaluación del riesgo, lo que realmente se utiliza es el volumen del cilindro cuya base es el área alrededor del equipo calculada a partir del IFE. La altura del cilindro es igual al radio de exposición. En algunos casos se usa el volumen esférico. La parte de la unidad de proceso contenida en dicho volumen es la que está expuesta al riesgo de daños por fuego o explosión.

De esta manera el área de exposición (AE) será:

$$AE = \pi \cdot (RE)^2 \quad (2.5)$$

#### **Etapa 7. Establecer el factor de escala (FE).**

El FE no es más que el porcentaje que representa el área o superficie expuesta respecto a la superficie total de la planta (AP):

$$FE = \frac{AE}{AP} \quad (2.6)$$

#### **Etapa 8. Cálculo del valor de reposición de los equipos.**

Se hace una valoración económica del valor de reposición de los equipos (VRE) que están incluidos dentro del área expuesta.

a) Estimación absoluta:

$$VRE = 0,82 \cdot IOE \quad (2.7)$$

Siendo IOE el valor del capital inmovilizado original contenido en el área expuesta, que puede obtenerse en los registros contables de la compañía o del proyecto. El coeficiente 0,82 es para descontar elementos (obra civil, preparación de terreno, gastos de proyecto) que no se destruyen.

b) Estimación relativa: se hace considerando la fracción de la planta que resulta afectada:

$$VRE = 0,82 \cdot FE \cdot IOTP \quad (2.8)$$

Donde IOTP es el valor del capital inmovilizado total de la planta (completa).

**Etapa 9. Calcular el daño máximo probable a la propiedad (DMPPo).**

Se obtiene el valor básico en \$(USD) del daño máximo probable a la propiedad (DMPPo):

$$DMPPo = FD \cdot VRE \quad (2.9)$$

**Etapa 10. Calcular el factor de bonificación (FB).**

Se cuantifica la influencia beneficiosa de las medidas de protección existentes o previstas en la unidad considerada. Ello se hace mediante un factor de bonificación (FB) obtenido del producto de los coeficientes globales como se muestra a continuación.

$$FB = C_1 \cdot C_2 \cdot C_3 \quad (2.10)$$

Donde:

**C<sub>1</sub>**: factor de bonificación por control de proceso.

Tiene en cuenta: energía de emergencia, refrigeración, control de explosiones, paro de emergencia, control por ordenador, disponibilidad de gas inerte, procedimientos de operación, programas de revisión de procesos y operaciones.

**C<sub>2</sub>**: factor de bonificación por aislamiento del material.

Hace referencia a las válvulas de control remoto, drenajes, enclavamientos, tanques para vertidos de emergencia.

**C<sub>3</sub>**: factor de bonificación por protección contra fuego.

Comprende elementos como detectores, protección de estructuras, tanques de doble pared, suministro de agua contra incendios, sistemas especiales (detectores de humos y de llama), rociadores, cortinas de agua, espuma contra incendios, extintores manuales, protección de cables eléctricos y de instrumentación.

Cada uno de estos factores se calcula a través del producto de las bonificaciones aplicables por cada concepto ( $C_i = \prod \text{bonificación}$ ).

En el anexo 3, como parte de las listas de comprobación tomadas de Casal (2001), aparecen los valores de las bonificaciones teniendo en cuenta todas las particularidades de estos tres factores. Se deben seleccionar según su contribución real para reducir o controlar los riesgos de la unidad que se evalúa. Seleccionar herramientas para acumular créditos no es la intención del análisis de riesgo. La intención es reducir la cantidad del capital invertido que está expuesto al riesgo a un valor más realista.

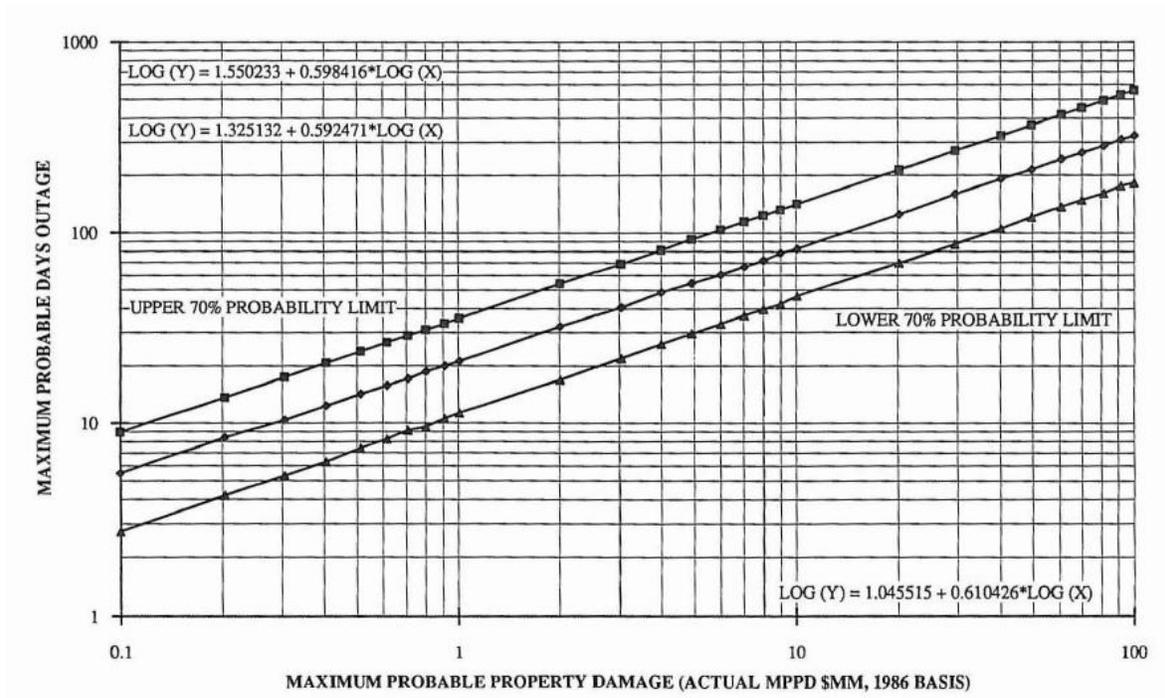
**Etapa 11. Calcular el daño (real) máximo probable a la propiedad (DMPP).**

Se bonifica la influencia de las medidas de protección obteniéndose el daño máximo probable a la propiedad (DMPP) que se expresa en unidades monetarias.

$$DMPP = DMPP_o \cdot FB \quad (2.11)$$

**Etapa 12. Determinar el tiempo de parada probable de la producción.**

Se establece, a partir de la figura 2.9, el tiempo (días) de parada probable de la producción (PPP) destinada a reparaciones, acopios, falta de suministro de materias primas a otras unidades. Conviene discernir a qué unidades de la planta afectará tal parada.



**Figura 2.9:** Gráfica para determinar la parada probable de la producción (PPP).

Fuente: AIChE, 1994.

El cálculo del máximo número de días necesarios para volver a producir es un paso necesario en la determinación de la interrupción de negocio causado por un incidente. El impacto económico de la interrupción del negocio a menudo iguala o supera el de los daños materiales, dependiendo de niveles del inventario y de demanda del producto.

### Etapa 13. Determinar el lucro cesante (LC).

Mediante la expresión 2.12 se calcula el lucro cesante debido a la parada expresado en unidades monetarias, donde se pueden cuantificar los efectos sobre la producción de la compañía.

$$LC = 0,70 \cdot PPP \cdot \frac{VAP}{365,25} \quad (2.12)$$

Siendo VAP el valor anual de la producción, expresado en las mismas unidades monetarias que LC y PPP.

**Etapa 14. Determinar las pérdidas probables totales (PPT).**

Haciendo uso de la expresión 2.13 se obtiene el resultado económico del riesgo porque se establecen las pérdidas probables totales si se desarrollara un incidente de gran magnitud como los incendios y las explosiones.

$$PPT = DMPP + LC \quad (2.13)$$

## **Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.**

En el presente capítulo se ofrecen los resultados del estudio de riesgos por incendio y explosión realizado en la sección 100 de la refinería “Camilo Cienfuegos”. En el mismo se persigue como objetivo definir en qué situación se encuentra la planta desde el punto de vista del análisis de riesgos por incendio y explosión.

### **3.1 Selección de las unidades de proceso.**

Siguiendo los criterios expuestos en el capítulo anterior se han delimitado aquellas unidades de proceso que, por la naturaleza de las sustancias que se procesan y por las condiciones de operación, pueden contribuir al desarrollo de accidentes como los incendios. Se consideraron dentro de la misma unidad de proceso todos aquellos equipos próximos entre sí que manipulen los mismos materiales en condiciones de trabajo similares.

Como resultado se obtienen 44 unidades de proceso para realizar el análisis y están involucradas sustancias como el petróleo crudo, la gasolina, *fuel oil*, diesel y las fracciones provenientes de la columna de destilación. En el anexo 4 se ofrece una tabla donde aparecen las unidades seleccionadas, los equipos que la componen y las sustancias a las que se determina el factor material porque representan un peligro en materia de incendio y explosión.

Teniendo en cuenta el gran número de unidades de proceso que existen, resulta exhaustivo escribir en este capítulo el desarrollo de cada una de las etapas de la metodología para todas las unidades. Por tanto, salvo en los casos donde se requiera un análisis comparativo entre las propias unidades, solo se mostrarán los resultados de la unidad N°19. Se escoge dicha unidad porque incluye la columna de destilación atmosférica donde se realiza la operación fundamental de la sección 100. Los resultados para las otras unidades se muestran en los anexos.

### 3.2 Cálculo del factor material.

Una vez seleccionadas las unidades de proceso, se comienza a desarrollar la metodología del índice IFE para cada una de ellas por separado, según las etapas definidas en el capítulo anterior. Lo primero que se determina es el factor material, el cual es característico de cada sustancia y depende de la temperatura a la que se procesa en cada unidad. Para conocer el comportamiento de la temperatura para las distintas sustancias que se mueven en la unidad, se realizó un análisis estadístico (cartas de control) a los datos de operación de la planta que se tenían disponibles, tomando para ello 20 muestras con 5 réplicas cada una, según lo recomienda Gutiérrez (1997). Se seleccionaron los valores de temperatura correspondientes a los picos en las cartas de control ya que estos muestran un valor de temperatura prolongado o sostenido durante un espacio de tiempo significativo. Además los picos constituyen el valor más alto, y siempre que el diseño de los equipos sea correcto, los incendios y las explosiones pueden ocurrir con mayor probabilidad a las temperaturas más altas.

En la figura 3.1 se muestra una de las cartas de control realizadas en la unidad N°19.

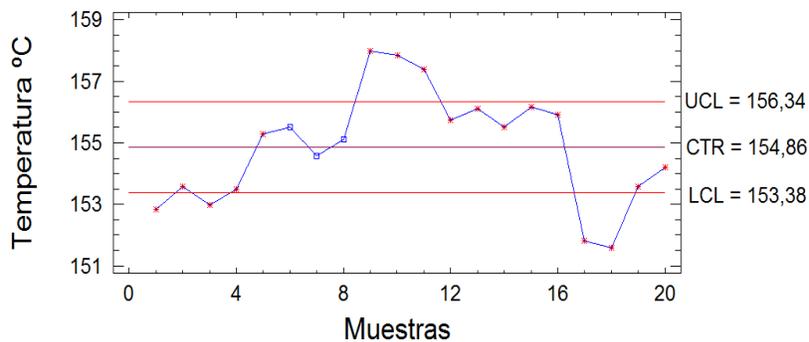


Figura 3.1. Carta de control realizada a la fracción 120-180°C perteneciente a la unidad de proceso N° 19.

Como se observa en la figura se selecciona 158°C como temperatura de la fracción 120-180°C que sale de la columna de destilación atmosférica T-102 ya que es la registrada en el pico que muestra la carta de control.

### **Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.**

En el anexo 2 se muestra la tabla publicada por AIChE (1994) donde aparecen tabulados los valores del factor material para un gran número de sustancias y dentro de ellas están las que se procesan en la planta como el petróleo crudo, la gasolina, el diesel y el *fuel oil*. Sin embargo, en la mayoría de las unidades, las sustancias poseen una temperatura de trabajo superior a los 60°C, por lo que no se puede obtener el valor directamente de esta tabla, sino que fue necesario hacer la rectificación del factor material siguiendo el procedimiento descrito en el capítulo anterior donde se usan las tablas 2.1 y 2.3. Es importante aclarar que en algunas unidades las sustancias que se manejan son fracciones producto de la destilación del crudo, por lo que no constituyen sustancias bien identificadas como el diesel o la gasolina por ejemplo, y por tanto no se encuentran tabulados los valores del factor material para ellas. No obstante se le determinó el factor material en dependencia de su composición, se buscó el FM de todos sus componentes y se seleccionó el valor más elevado.

Finalmente el FM de la unidad será el factor material más alto encontrado en la misma.

Por ejemplo se analizará el caso de la unidad N°19 (ver tabla 3.1). En dicha unidad las sustancias que se procesan son el crudo desgasolinado caliente (proveniente de la torre T-101 y posteriormente calentado en el horno F-101/T-102), y las fracciones que salen de la columna de destilación T-102, incluyendo también los cortes laterales. De una simulación de la sección 100 de esta refinería realizada en *Hysys* por Sabina (2013) se obtuvo la información necesaria para definir la composición de dichas fracciones y calcular entonces el factor material a partir de la tabla ofrecida por AIChE (1994).

**Tabla 3.1** Resultados de la segunda etapa para la unidad de proceso N°19

<b>Sustancias</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>FM</b>
Crudo desgasolinado	342,9	21
Fracción pie 120°C	109,4	21
Fracción 120-180°C	158,0	21
Fracción 180-230°C	211,28	16
Fracción 230-270°C	275,88	16
Fracción 270-350°C	331,94	16
1er flujo recirculante de la T-102	169	21
2do flujo recirculante de la T-102	216	16
3er flujo recirculante de la T-102	290	16
Crudo reducido( <i>fuel oil</i> )	332,98	16

Se puede concluir que el valor de FM para la unidad N°19 es 21, por ser el más elevado.

El valor del factor material para el resto de las unidades aparece en el anexo 5, donde puede apreciarse que no hay diferencias considerables entre los valores del FM calculados para cada una. Debido a que este factor es propio de las sustancias que se manipulan en el proceso, en muchas ocasiones varias unidades manejan las mismas sustancias, aunque no siempre a la misma temperatura, y esto es lo que hace la diferencia del valor del FM entre una unidad y otra. Además, dichas sustancias son o están compuestas por una mezcla de hidrocarburos y por tanto, sus propiedades como combustible son semejantes.

### **3.3 Factores de riesgo generales y especiales del proceso.**

Para aplicar las penalizaciones correspondientes a los riesgos propios de cada unidad se consultaron, además de las recomendaciones y gráficos de la metodología del IFE, las listas de comprobación ofrecidas por Casal (2001). También fue necesario el apoyo de los especialistas de la planta por su conocimiento y experiencia del proceso que se estudia.

**Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.**

Los factores de riesgos generales del proceso ( $F_1$ ) determinan la magnitud de un incidente, mientras los riesgos especiales del proceso ( $F_2$ ) contribuyen sobre todo a la probabilidad de que ocurra un incidente con pérdidas. El valor numérico de cada uno se obtuvo mediante la suma de aquellas penalizaciones que estaban presentes en la unidad analizada. A continuación se muestran solamente los valores para la unidad de proceso N°19 y el de las restantes aparecen en el anexo 5.

**Tabla 3.2** Factores de riesgos para la unidad de proceso N°19.

<b>Factor de riesgo</b>	<b>Penalizaciones</b>
Riesgos generales del proceso ( $F_1$ )	<p><b>A.</b> Manejo y transferencia de material.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Almacenamiento de gases y líquidos inflamables.....0,85</li> </ul> <p><b>D.</b> Unidades de proceso en zonas cerradas</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Equipos que procesan líquidos combustibles a temperaturas &gt; FP.....0,45</li> </ul> <p><b>F.</b> Drenaje</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Cubeto sin drenaje.....0,5</li> <li>• Terreno plano .....0,5</li> </ul>
Riesgos especiales del proceso ( $F_2$ )	<p><b>A.</b> Toxicidad del material.....0,2</p> <p><b>C.</b> Operación en condiciones de inflamabilidad o próximas.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• En caso de fallo de instrumento, equipo o purga....0,3</li> <li>• En procesos u operaciones de forma permanente...0,8</li> </ul> <p><b>G.</b> Cantidad de material combustible.....2,4</p> <p><b>H.</b> Corrosión y Erosión.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Corrosión &lt; 0,5 mm/año.....0,1</li> </ul> <p><b>J.</b> Pérdidas de fluido combustible por cierres y juntas.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Pérdidas menores en bombas y juntas.....0,1</li> </ul> <p><b>K.</b> Presencia de hornos próximos a la unidad.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>✓ A 60 pies de distancia.....0,2</li> </ul> <p><b>M.</b> Equipos en rotación de gran potencia.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Unidad de proceso con bomba de potencia mayor que 56 kW.....0,5</li> </ul>

### ***Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.***

---

Dentro de los factores generales del proceso se penalizaron todas las unidades porque no cuentan con un adecuado sistema de drenaje, como la existencia de diferentes niveles en la superficie que faciliten la salida de sustancias en caso de derrame. Esto posibilita la acumulación de combustibles en una zona y por tanto la probabilidad de ocurrencia de accidentes aumenta. También se penalizaron aquellas unidades encerradas que trabajan con líquidos inflamables sobre su punto de evaporación instantánea (FP), como es el caso de la columna de destilación atmosférica.

En cuanto a los factores especiales del proceso, la penalidad más elevada corresponde a la cantidad de material combustible. Resultado que es de esperarse porque todas las sustancias que se procesan en dicha instalación son combustibles y a su vez existen equipos que manejan grandes volúmenes de producción como por ejemplo la columna de destilación T-102. Para el cálculo de esta penalidad se tenían como datos los valores del calor de combustión que aparecen en AIChE (1994) y se muestran en el anexo 2, pero estaban expresados como Btu/lb y para entrar al gráfico 2.3 fue necesario multiplicar ese número por las libras que se manejan de cada sustancia en una unidad de proceso. Para ello se calcularon los volúmenes de los equipos presentes en la unidad y al multiplicarlo por la densidad de la sustancia se obtiene la cantidad de material combustible expresada en libras. En el caso de la penalidad por toxicidad del material se determinó según la expresión 2.2 porque eran conocidos los valores del factor de salud  $N_H$  de las sustancias (los valores de  $N_H$  se encuentran tabulados en AIChE, 1994 y se muestran en el anexo 2).

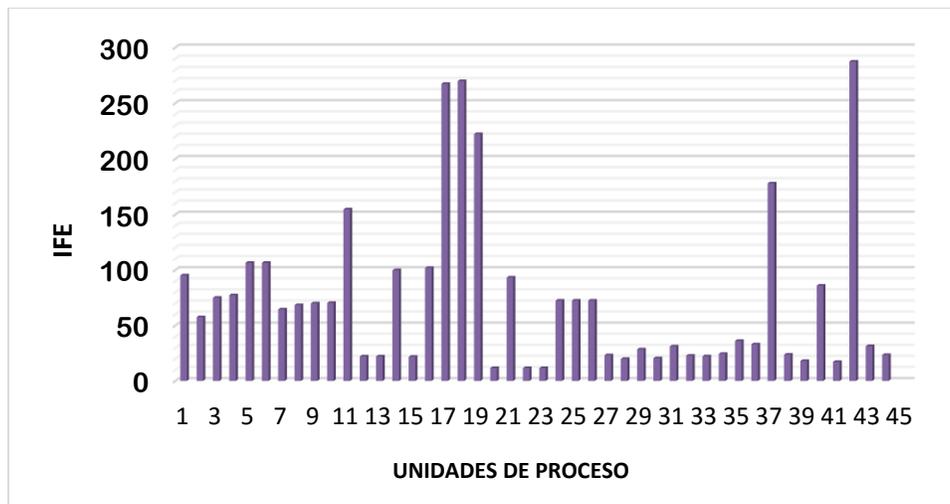
El petróleo crudo tiene en su composición sulfuros que a altas temperaturas causan corrosión, contiene sales que durante el calentamiento se hidrolizan y dan lugar a los ácidos correspondientes, el ácido clorhídrico es uno de los más importantes en este sentido. Por tanto, a pesar de que en diversos puntos del proceso se añaden inhibidores de corrosión en las tuberías, siempre existe un pequeño debilitamiento de los metales.

Los valores de la velocidad de corrosión expresados en términos de pérdida de espesor (mm/año) fueron tomados de los estudios realizados por Hidalgo (2012). Por ejemplo en el caso de la torre T-102, el valor para el tope es de 0,017 mm/año cuando no se utiliza inhibidor, entonces considerando esto como la condición más extrema, la penalidad correspondiente a valores de corrosión menores que 0,5 mm/año es 0,1 de acuerdo a las listas de comprobación consultadas.

En resumen, puede observarse en el anexo 5 (tabla 5.1) que las unidades con mayores índices de riesgo del proceso ( $F_3$ ) son las compuestas por los hornos (unidades 17, 18 y 42), la torre desgasolinadora (unidad 11), la columna de destilación (unidad 19) y la torre de estabilización (unidad 37). Esto significa que son las unidades donde la magnitud de los incidentes y la probabilidad de pérdidas son mayores.

### **3.4 Determinación del Índice de incendio y explosión (IFE)**

El IFE como ya se ha dicho anteriormente es el producto del factor de riesgo del proceso  $F_3$  por el FM de acuerdo a la ecuación 2.4. El cálculo del índice da una medida del deterioro probable que puede producirse en una unidad de proceso. Los factores que tributan al mismo tales como el tipo de reacción en el caso de los hornos, la temperatura y presión de operación y la cantidad de combustible; indican la magnitud y probabilidad de una liberación de combustible o energía debida a fallos de control, fallos o vibración de los equipos y fatiga de estos por tensión o corrosión. Para el análisis de los resultados obtenidos se ha construido el siguiente gráfico de barras:



**Figura 3.2** Comportamiento del IFE en las diferentes unidades de proceso.

Como se observa las unidades de proceso que representan el mayor peligro son aquellas constituidas por los hornos (unidades 17, 18 y 42) y las torres (unidades 11,19 y 37), algo que evidentemente está relacionado con el gran volumen de combustible que se procesa y porque se trabaja permanentemente cerca del rango de inflamabilidad. A pesar de que la institución tiene un excelente control del proceso (en cuanto a la automatización y control de parámetros de operación), y cuenta con la mayoría de los recursos para el auxilio en caso de emergencias; se debe prestar mucha atención a estas unidades porque no son solo las de mayor IFE, sino que de acuerdo con la tabla 2.7 para la calificación del riesgo, se encuentran en el máximo rango de riesgo (severo) y por tanto deben ser evaluadas con mayor profundidad.

En cambio las unidades formadas por los enfriadores tanto de agua como de aire, se encuentran en un nivel que oscila entre los rangos de riesgo ligero y moderado. Pero con este análisis solo se conoce cuáles son las unidades críticas que deben ser analizadas con profundidad, por ello es recomendable realizar otros análisis de riesgo aplicando técnicas como el árbol de fallas que permite evidenciar los puntos débiles de un sistema estudiando las causas de los sucesos indeseados, y por tanto contribuye a la prevención de accidentes.

**3.5 Desarrollo de la etapas desde la 5 hasta la 7 de la metodología del IFE.**

Estas etapas son bien sencillas pues los parámetros de la metodología se determinan por métodos gráficos o por medio de fórmulas matemáticas. Se muestran en la tabla 3.3 los resultados de su aplicación para la unidad de proceso N°19 y en el anexo 5 (tabla 5.2) aparecen los del resto de las unidades.

**Tabla 3.3** Resultados de las etapas 5-7 para la unidad de proceso N°19.

Datos necesarios			Resultados de las etapas 5-7			
FM	F <sub>3</sub>	IFE	F <sub>D</sub>	RE (m)	AE (m <sup>2</sup> )	FE
21	10,58	222,18	0,9	56,88	10165,94	1,69
F <sub>D</sub> : factor de daño; RE: radio de exposición; AE: área de exposición; FE: factor de escala.						

El factor de daño (F<sub>D</sub>) se obtuvo mediante la figura 2.7 entrando con los valores del factor material (FM) y el del factor de riesgo del proceso F<sub>3</sub>.

Haciendo uso de la figura 2.8 se determinó el radio de exposición (RE) a los efectos del fuego y explosión debidos a un accidente en la unidad considerada, entrando al gráfico con el valor del índice IFE calculado anteriormente. Con ese radio se estima, de acuerdo a la ecuación 2.5, el área que queda expuesta a los posibles daños (AE). La última de estas tres etapas es el cálculo del factor de escala (FE) según la ecuación 2.6, el cual tiene en cuenta lo que representa el área expuesta respecto a la superficie total de la planta.

Puede observarse en el anexo 5 (tabla 5.2) que evidentemente el factor de daño es mayor si así lo son el FM y el F<sub>3</sub> porque es el F<sub>D</sub> una representación del efecto conjunto de la potencialidad de la sustancia con las condiciones que posibilitan el desarrollo del accidente.

Asimismo mientras mayor sea el IFE más grande será el área que resulta afectada por el fuego y las explosiones, lo que puede perjudicar no solo a la unidad de proceso sino que puede afectar a otras debido a la magnitud de su alcance.

Esto es precisamente lo que ocurre con las unidades 17, 18, 19, 37 y 42; resulta que coinciden con las que según el valor del IFE representan el mayor peligro. En este caso, dichas unidades tienen un área de exposición a los efectos de un posible accidente que excede los límites de la sección 100, pues esta es de 6000 m<sup>2</sup> y puede observarse en los anexos que las áreas calculadas exceden este valor y, como consecuencia, el factor de escala es mayor que 1. Con estos resultados se vuelve a comprobar que estas unidades deben ser las de mayor supervisión.

### **3.6. Desarrollo de las etapas 8 y 9 de la metodología de IFE de Dow.**

En la etapa 8 mediante las ecuaciones 2.7 y 2.8 se hacen respectivamente las estimaciones absoluta y relativa del valor de reposición de los equipos incluidos en el área expuesta. Para el cálculo fue necesario conocer el valor del capital inmovilizado original incluido en el área (IOE), para ello se estimó el costo de inversión de cada equipo individualmente. Se realizó mediante el software *Capcost* y con el índice de costo CEPCI se actualizaron los costos al año 2015. Finalmente el valor del capital inmovilizado en el área es la suma de los costos de todos los equipos que forman parte de una misma unidad de proceso (ver ejemplo en la tabla 3.4).

Para la estimación relativa del valor de reposición de los equipos (VRE) se obtuvo el valor del capital inmovilizado total de la planta (IOTP) sumando el IOE de cada unidad de proceso ya actualizado.

**Tabla 3.4** Resultados del software *capcost* para la unidad N°19.

<b>Equipos que la componen</b>	<b>Costo estimado mediante capcost y actualizado para el 2015 (\$)</b>
Torre T-102	4 354 381,98
Bomba P-110	87 266,17
Bomba P-111	72 835,52
Bomba P-112	62 284,08
Bomba P-113	62 284,08
Bomba P-114	194 201,13

IOE:  $\sum$  todos los costos = \$ 4 833 252,96

La etapa 9 consiste en determinar el valor básico (en \$) del daño a la propiedad (DMPPo) según la expresión 2.9. A continuación se muestran los resultados para la unidad de proceso N°19 y el de las restantes aparecen en el anexo 5 (tabla 5.3).

**Tabla 3.5** Resultados obtenidos en las etapas 8 y 9 para la unidad de destilación atmosférica (unidad de proceso N° 19).

Etapa	Parámetro	Herramienta	Resultado
8	Estimación absoluta del valor de reposición del equipo (VRE) en (\$)	Ecuación 2.7	4 072 626,76
	Estimación relativa del valor de reposición del equipo (VRE) en (\$)	Ecuación 2.8	56 810 337,62
9	Valor básico del daño máximo probable a la propiedad (DMPPo) en (\$)	Ecuación 2.9	51 129 303,86

En este caso puede observarse que el costo de reposición de los equipos en la unidad está en el orden de los 4 millones de pesos, sin embargo cuando se tiene en cuenta las dimensiones de la exposición a los efectos de posibles accidentes, no solo afecta a la propia unidad, sino que considera las pérdidas que provoca en toda la planta, por esta razón el valor de reposición aumenta considerablemente a 56 millones de pesos. Pero dicha afectación será mayor o menor en dependencia de la peligrosidad de las sustancias involucradas y también de las condiciones que propicien un ambiente favorable para el desarrollo de eventos no deseados. Por tanto, este VRE es afectado por el factor de daño, y se obtiene entonces el valor básico del daño máximo probable a la propiedad.

**3.7 Determinación de las bonificaciones correspondientes a cada unidad de proceso. Influencia sobre el valor del daño máximo probable a la propiedad (Etapas 10 y 11).**

El paso N°10 de esta metodología consiste en establecer los factores de bonificación que tienen en cuenta la seguridad del proceso ya sea por control del mismo o por los recursos disponibles para la protección del personal y de los bienes materiales.

Para ello fue indispensable la colaboración de los especialistas de la entidad. La tabla que sigue a continuación, ofrece para cada uno de los factores de bonificación existentes, cuál es la bonificación que le corresponde a la unidad N°19 y su valor según las listas de comprobación de Casal (2001). El factor de bonificación (FB) se determinó mediante la multiplicación de los tres factores de bonificación siguientes:

- Por control de proceso (C<sub>1</sub>)
- Por aislamiento del material (C<sub>2</sub>)
- Por protección contra fuego (C<sub>3</sub>)

**Tabla 3.6** Bonificaciones por control de proceso, aislamiento del material y protección contra fuego otorgadas a la unidad de destilación atmosférica.

Etapa	Factor de bonificación	Bonificación	Valor total del factor
10	Por control de proceso (C <sub>1</sub> )	d-1, e-5, f-2, g-todas, h-1	0,394
	Por aislamiento del material (C <sub>2</sub> )	a-1, b-2, c-1.2, d-1	0,858
	Por protección contra fuego (C <sub>3</sub> )	a-1,b-2.2, c-1, d-2, e-1, f-2.2, h-1.2, j-1	0,647
	Factor de bonificación(FB)	Ecuación 2.10	0,218
d-1 es la bonificación correspondiente al tópico d y dentro de este al subtópico 1 b-2.2 bonificación correspondiente al tópico b y al segundo punto del subtópico 2			

Para el resto de las unidades se muestra una tabla en el anexo 5 (tabla 5.4), pero de igual forma se puede confirmar que los valores de bonificación son pequeños (menores que la unidad). Aunque parece contradictorio, son resultados muy buenos, porque este factor es el que reduce el daño a la propiedad, pues se está cuantificando la influencia beneficiosa de las medidas de protección de la planta. Esto puede verificarse en la etapa 11, donde se calcula el valor real del daño máximo probable a la propiedad (DMPP) mediante la ecuación 2.11, que no es más que el producto de DMPPo por el FB. Por ejemplo, para la unidad que se ha estado analizando en el presente capítulo (Nº19) este valor es ahora de \$ 11 182 983,139; se ha reducido en un 78% aproximadamente. Esto no es más que el reflejo del buen control que existe en la planta, porque de forma general, en todas las unidades la reducción es considerable (ver tabla 5.4 del anexo 5).

#### **3.8 Desarrollo de las etapas finales (12-14) de la metodología de Dow.**

Para determinar los días probables de parada de la producción (etapa 12) se utilizó la figura 2.9, entrando con el valor real del DMPP.

El lucro cesante se calcula según la expresión 2.12 (etapa 13), para lo cual fue necesario buscar el valor anual de la producción interrumpida (VAP), donde se tienen en cuenta de los productos que la planta comercializa, la cantidad de producto y el precio de venta.

La siguiente tabla muestra los flujos de productos producidos, su precio unitario de venta y el valor de la producción:

**Tabla 3.7** Valor de producción de los productos que se comercializan en la refinería.

Producto	Producción (barril/a)	Precio unitario de venta (\$/barril)	Valor anual de la producción (\$/a)
GLP	149 450,4	24,3650	3 641 358,996
Gasolina	1 928 906,49	50,9517	98 281 064,81
Jet A-1	1 240 438,32	46,8206	58 078 066,41
Queroseno	1 883 075,04	46,6074	87 765 231,62
Diesel	4 498 457,04	41,8468	188 246 032,1
<i>Fuel oil</i>	11 109 146,4	23,5909	262 074 761,8

Fuente: Reporte diario de precios de la refinería Camilo Cienfuegos. (2016)

Se debe aclarar que el precio de venta varía en función de las características del crudo que se procesa, por lo que se han tomado los valores correspondientes al mes de marzo del año 2016.

Este trabajo solo se realiza en la sección 100 y por ser la primera, los productos de la misma no se comercializan directamente, sino que constituyen el inyectivo para otras secciones de la refinería. Por tanto, para el cálculo del valor de la producción interrumpida en cada unidad se ha comprobado si una parada en los equipos que la componen puede afectar la producción de aquellos productos que si se venden aunque sea en otras secciones. En la tabla 3.8 se definen cuáles son las producciones que se interrumpen cuando se ven afectadas las unidades de proceso de la sección 100.

**Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.**

**Tabla 3.8** Producciones que interrumpe cada unidad de proceso.

UP	GLP	Gasolina	Diesel	Jet A-1	Fuel oil	Queroseno	VAP (\$/a)
1	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
2	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
3	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
4	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
5	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
6	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
7	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
8	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
9	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
10	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
11	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
12	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
13	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
14	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
15	x	x					101 922 423,80
16	x	x					101 922 423,80
17	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
18	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
19	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
20	x	x					101 922 423,80
21	x	x					101 922 423,80
22	x	x					101 922 423,80
23	x	x					101 922 423,80
24		x					98 281 064,81
25				x			58 078 066,41
26						x	87 765 231,62
27			x				188 246 032,1
28			x			x	276 011 263,7
29	x	x	x	x	x	x	698 086 515,7
30						x	87 765 231,62
31					x		262 074 761,8
32				x			58 078 066,41
33				x			58 078 066,41
34				x			58 078 066,41
35		x					98 281 064,81
36		x					98 281 064,81
37	x	x					101 922 423,80
38	x						3 641 358,996
39	x						3 641 358,996
40	x	x					101 922 423,80
41		x					98 281 064,81
42	x	x					101 922 423,80
43		x					98 281 064,81
44		x					98 281 064,81

### **Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.**

Puede observarse que existen unidades de importancia tal que su parada es capaz de interrumpir la producción de toda la planta, como es el caso de la columna de destilación atmosférica T-102, así como todos los equipos por donde circula el crudo antes de ser inyectado a la misma.

Finalmente en la etapa 14 se calcularon las pérdidas probables totales según la ecuación 2.13.

En la tabla 3.9 aparecen los valores de los parámetros determinados por las etapas de la 12 a la 14.

**Tabla 3.9** Resultados de las etapas finales de la metodología para todas las unidades de proceso.

	Etapa 12	Etapa 13	Etapa 14
Unidades de proceso	Tiempo (en días) de parada probable de la producción PPP	Lucro cesante LC (en \$)	Pérdidas probables totales PPT (en \$)
1	12,0	16 054 556,42	17 897 918,83
2	11,0	14 716 676,72	15 125 074,71
3	8,0	10 703 037,61	11 730 901,90
4	8,0	10 703 037,61	11 813 429,22
5	15,0	20 068 195,52	22 498 690,37
6	15,0	20 068 195,52	22 498 690,37
7	7,0	9 365 157,91	10 076 492,03
8	7,0	9 365 157,91	10 192 349,39
9	7,5	10 034 097,76	10 913 736,43
10	8,0	10 703 037,61	11 592 477,20
11	<b>21,0</b>	<b>28 095 473,73</b>	<b>33 030 247,85</b>
12	5,5	7 358 338,36	7 419 694,79
13	5,5	7 358 338,36	7 419 694,79
14	9,0	12 040 917,31	14 119 777,92
15	5,5	1 074 336,29	1 133 558,75

**Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.**

Unidades de proceso	Etapa 12	Etapa 13	Etapa 14
	Tiempo (en días) de parada probable de la producción PPP	Lucro cesante LC (en \$)	Pérdidas probables totales PPT (en \$)
16	15,0	2 930 008,08	5 152 274,69
17	<b>32,0</b>	<b>42 812 150,45</b>	<b>64 102 090,26</b>
18	<b>34,0</b>	<b>45 487 909,85</b>	<b>67 160 869,39</b>
19	<b>25,0</b>	<b>33 446 992,54</b>	<b>44 629 975,68</b>
20	5,5	1 074 336,29	1 089 309,17
21	9,8	1 914 271,94	3 675 406,26
22	5,5	1 074 336,29	1 089 309,17
23	5,5	1 074 336,29	1 086 987,49
24	5,5	1 035 953,73	1 868 335,51
25	5,5	612 184,96	1 444 566,74
26	6,0	1 009 210,06	1 994 346,45
27	5,5	1 984 249,76	20 337 30,66
28	5,5	2 909 358,97	2 944 719,79
29	5,5	7 358 338,36	7 464 635,53
30	5,5	925 109,22	962 606,16
31	5,5	2 762 458,13	2 892 277,24
32	5,5	612 184,96	660 034,39
33	5,5	612 184,96	657 699,13
34	5,5	612 184,96	668 620,94
35	5,5	1 035 953,73	1 218 732,12
36	5,5	1 035 953,73	1 159 473,83
37	<b>26,0</b>	5 078 680,67	12 907 028,81
38	5,5	38 382,57	110 325,68
39	5,5	38 382,57	66 548,24
40	8,0	1 562 670,97	2 726 085,08
41	5,5	1 035 953,73	1 061 417,13
42	<b>32,0</b>	6 250 683,90	<b>30 836 793,94</b>
43	5,5	1 035 953,73	1 171 321,71
44	5,5	1 035 953,73	1 089 710,18

### ***Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.***

---

Dentro de estos resultados se puede destacar que para las unidades 11, 17, 18, 19, y 42 los días perdidos en caso de ocurrir un accidente (PPP) representan una amplia interrupción de la fabricación, incluso algunas pasan de un mes. Esto evidentemente trae consigo pérdidas monetarias considerables desde el punto de vista de la venta de la producción, estas pérdidas se cuantifican a través del lucro cesante. Sin embargo, en la unidad 37 por ejemplo, los días perdidos son 26, y el valor del lucro cesante es solo de 5 millones comparándola con la unidad 19, la cual tiene 25 días de parada y la pérdida es de 33 millones de pesos. Esto se debe a que todas las unidades de proceso no afectan las mismas producciones, la unidad 19 es clave porque es la que contiene la columna de destilación atmosférica, y si este equipo deja de funcionar por un mes, pues en ese mes se detienen todas las producciones de aquellos productos que se comercializan como la gasolina, el diesel, queroseno. En cambio la torre estabilizadora T-104 es la que conforma la unidad 37, pero si esta entra en parada, solo se ven afectadas las producciones de gas licuado y gasolina, porque el resto de los productos no se procesan en esta unidad.

Las pérdidas probables totales representan el impacto económico probable tanto por daño a la propiedad como por interrupción de la fabricación de la planta que se está evaluando.

Teniendo en cuenta todo esto se puede afirmar que desde el punto de vista económico las unidades de proceso 11, 17, 18,19 y 42 son las que provocarían pérdidas considerables en caso de que ocurriese un accidente por incendio y/o explosión en la sección 100; incluso, dos de ellas son capaces de interrumpir la producción de toda la refinería. Estas unidades ya se habían clasificado en epígrafes anteriores dentro de las más peligrosas porque sus respectivos IFE se encuentran en el rango de severo y porque además el área que queda expuesta cuando se producen accidentes de este tipo sobrepasa los límites de la sección 100.

### **3.9 Conclusiones parciales.**

1. Las unidades de proceso que representan el mayor peligro son aquellas constituidas por los hornos (17, 18 y 42) y las torres (19 y 37), porque tienen los valores más elevados del IFE correspondientes a un grado de riesgo severo y el área que queda expuesta a los efectos de posibles accidentes excede los límites de la planta completa (sección 100 de la refinería).
2. Las unidades formadas por los tambores y enfriadores tanto de agua como de aire poseen los valores más bajos del IFE y se encuentran en un nivel aceptable que oscila entre los rangos de riesgo ligero y moderado.
3. Las unidades que presentan las mayores pérdidas probables totales son las formadas por los hornos (17 y 18) y por las torres T-101 (11) y T-102 (19).

## **Conclusiones**

---

1. La evaluación realizada en la sección 100 de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos permitió determinar la magnitud de los daños ocasionados por los riesgos de incendio y explosión a los que está sometida esta instalación, lo cual corrobora la hipótesis planteada para esta investigación.
2. Según la bibliografía consultada, el Índice de fuego y explosión (IFE) de la compañía Dow, es el método más reconocido para evaluar riesgos por incendio y explosión en instalaciones donde se manejan hidrocarburos.
3. Las unidades de proceso que representan el mayor riesgo son aquellas constituidas por los hornos (17, 18 y 42) y las torres (19 y 37) al encontrarse en el máximo rango de riesgo (severo) y, a su vez, son las que mayores pérdidas económicas ocasionan a la entidad en caso de ocurrir accidentes de este tipo.

## **Recomendaciones**

---

Realizar otros análisis de riesgo aplicando técnicas como el árbol de fallas por ejemplo, que permite evidenciar los puntos débiles de un sistema estudiando las causas de los sucesos indeseados, y por tanto contribuye a la prevención de accidentes.

**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 fulfillment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering. Canada.
2. AIChE: American Institute of Chemical Engineers. (1994). Dow's fire and explosion index hazard classification guide (7th Ed.). New York: AIChE.
3. Bové Badell, Marta (2003). Estudio comparativo y evaluación del Riesgo de Incendio en la Industria Química. Tesina del Máster en Dirección de Entidades Aseguradoras y Financieras. Universidad de Barcelona.
4. 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.
5. Casal, J.; Montiel, H.; Planas, E. y Vílchez, J. A. (2001). Análisis de Riesgo en Instalaciones Industriales. Alfa omega S.A. Bogotá, Colombia.
6. Castro Delgado, R. y Arcos González, P. (1998). El riesgo de desastre químico como cuestión de salud pública. Publicado por Revista Española de salud Pública; 72:481-500. UIED. Universidad de Oviedo.
7. Chirsten, P.; Bohnenblust, H.; Seitz, S. (1994). A Methodology for Assessing Catastrophic Damage to the Population and Environment: A Quantitative Multi-Attribute Approach for Risk Analysis Based on Fuzzy Set Theory, Process Safety Progress. p 234-238.
8. Duclos, P y Binder, S. (1995). Public health consequences of acute Chemical releases. *Journal of Hazardous Materials*. Vol 23, p 109-112
9. D.G.P.C: Dirección General de Protección Civil. (1990). Guía Técnica. Métodos cualitativos para el análisis de riesgos. España.
10. Etowa, C.B; Amyotte, P.R; Pegg, M.J y Khan, F.I. (2002). Quantification of inherent safety aspects of the Dow indices. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. Vol 15, Issue 6, p.447-487.

11. 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.
12. Fibbiani, Giuliano PSTL (Process Safety Technology Leader) para Europa del Sur y del Medio Este de Dow y Ángela Moreno, EH&S (Environmental, Health & Safety) Delivery Leader para Tarragona (Plastics and Polyurethanes Businesses). (2004). Disponible en <http://www.interempresas.net>
13. Fuertes Peña, J; *et al.* (2003). Análisis comparativo de los principales métodos de evaluación del riesgo de incendio. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). Sección Técnica N° 25-2003, Pág. 12 a 17., España.
14. Galán Fontanela, D. Saturnino. (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.
15. 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.
16. 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.
17. GUIAR: Grupo de Investigación Analítica de Riesgos (2008). Departamento de Química Analítica - CPS - Universidad de Zaragoza María de Luna, 3 - Edificio Torres Quevedo - E-50018 Zaragoza – SPAIN.
18. Gupta, Jai P; Khemani, S. y Mannan, M. Sam. (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, p.235-241.

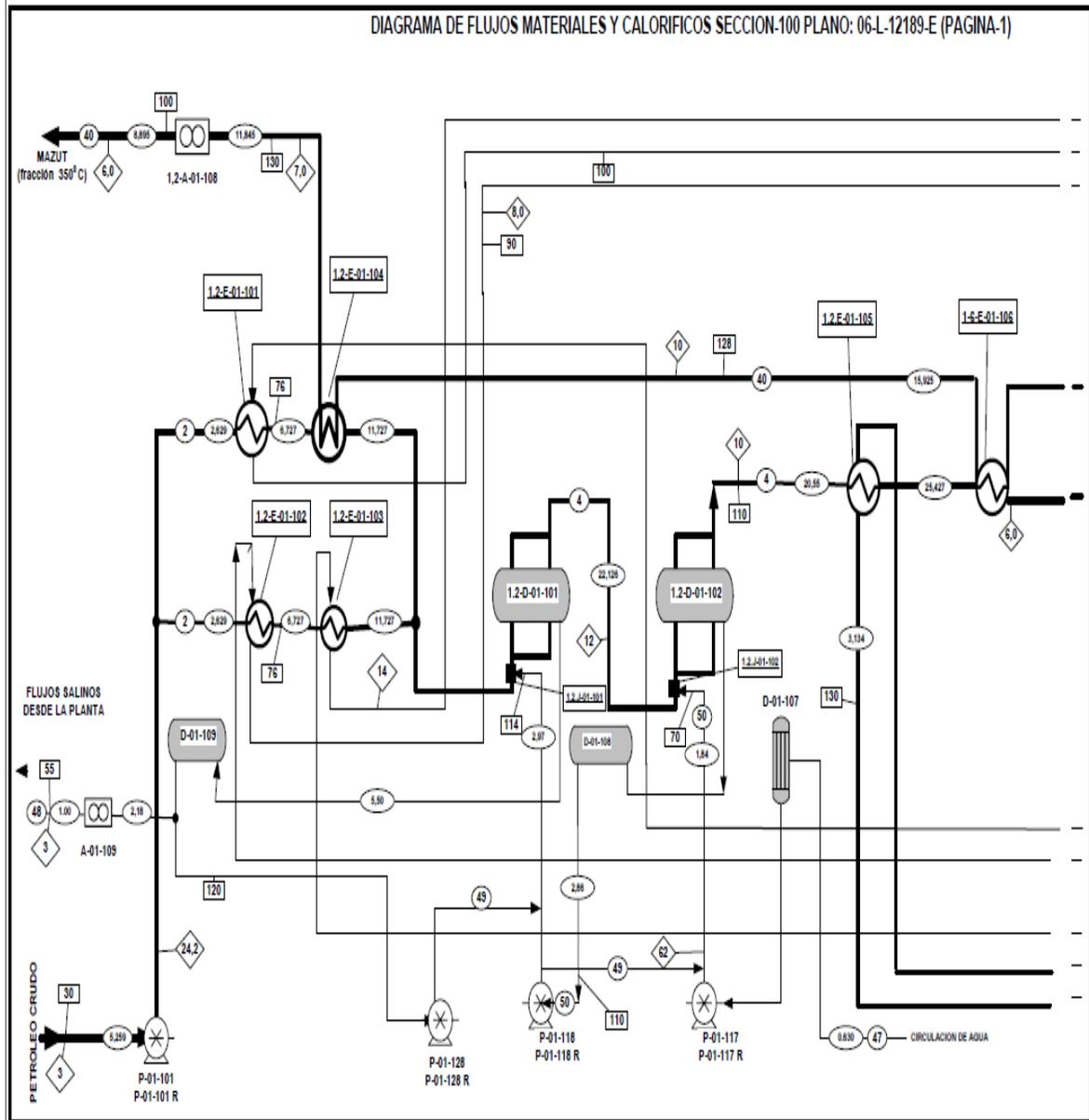
19. Gutiérrez Pulido, Humberto (1997). *Calidad Total y Productividad*. México: Editorial McGraw-Hill.
20. Hidalgo Rodríguez, Lázara. (2012). *Propuesta del inhibidor de corrosión VAPEN 220 FI, para los sistemas de topes de las torres de destilación atmosférica*. Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo. Universidad de Matanzas.
21. Linares Díaz, Alejandro. (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.
22. Luis Orozco, Jesús D. (2010). *Análisis de riesgos industriales*. Curso correspondiente a la maestría de ingeniería química. Departamento de química Ing. Química. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos. Cuba.
23. 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.
24. 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.
25. Muñoz, A.; [et. al]. (2009). *La metodología de la Seguridad Industrial*.
26. Nguyen Hoa, Mai. (2011). *Determinación de áreas de peligro potencial que pueden originarse, por incendio y/o explosiones, en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas*. Trabajo de diploma presentado en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas.

27. 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.
28. PNUMA/IPCS. (1999). Evaluación de riesgos químicos., Programa Nacional de las Naciones Unidas.
29. Reporte diario de precios de la refinería Camilo Cienfuegos. (2016)
30. Rodríguez, R. T. (2006). Análisis de Riesgos Industriales en la Planta de Tratamiento Químico de Agua de la Central Termoeléctrica “Antonio Guiteras” de Matanzas. Tesis en opción al título de Ingeniero Químico. UMCC.
31. 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.
32. Rubio Romero, Juan Carlos. (2000). Gestión de la prevención y evaluación de riesgos laborales. Implantación en la Industria de Málaga. Tesis presentada para la obtención del título de Doctor Ingeniero Industrial. Universidad de Málaga.
33. Rubio Romero, Juan Carlos. (2004) Métodos de evaluación de riesgos laborales. Editorial Díaz De Santos, Madrid.
34. Saá Loor, José Luis. (2009). Análisis de riesgos para la planta de tratamiento de crudo de Ecuador TLC S.A. Tesis de grado presentada como requisito para la obtención del título de Máster en Seguridad, Salud y Ambiente. Universidad San Francisco de Quito.
35. Sabina Almaguer, Yaneisis. (2013). Evaluación del impacto técnico-económico al procesar la mezcla de crudos Iranian-Merey o crudo Guafita en la unidad de destilación atmosférica instalada en la Refinería Camilo Cienfuegos. Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo. Universidad de Matanzas.

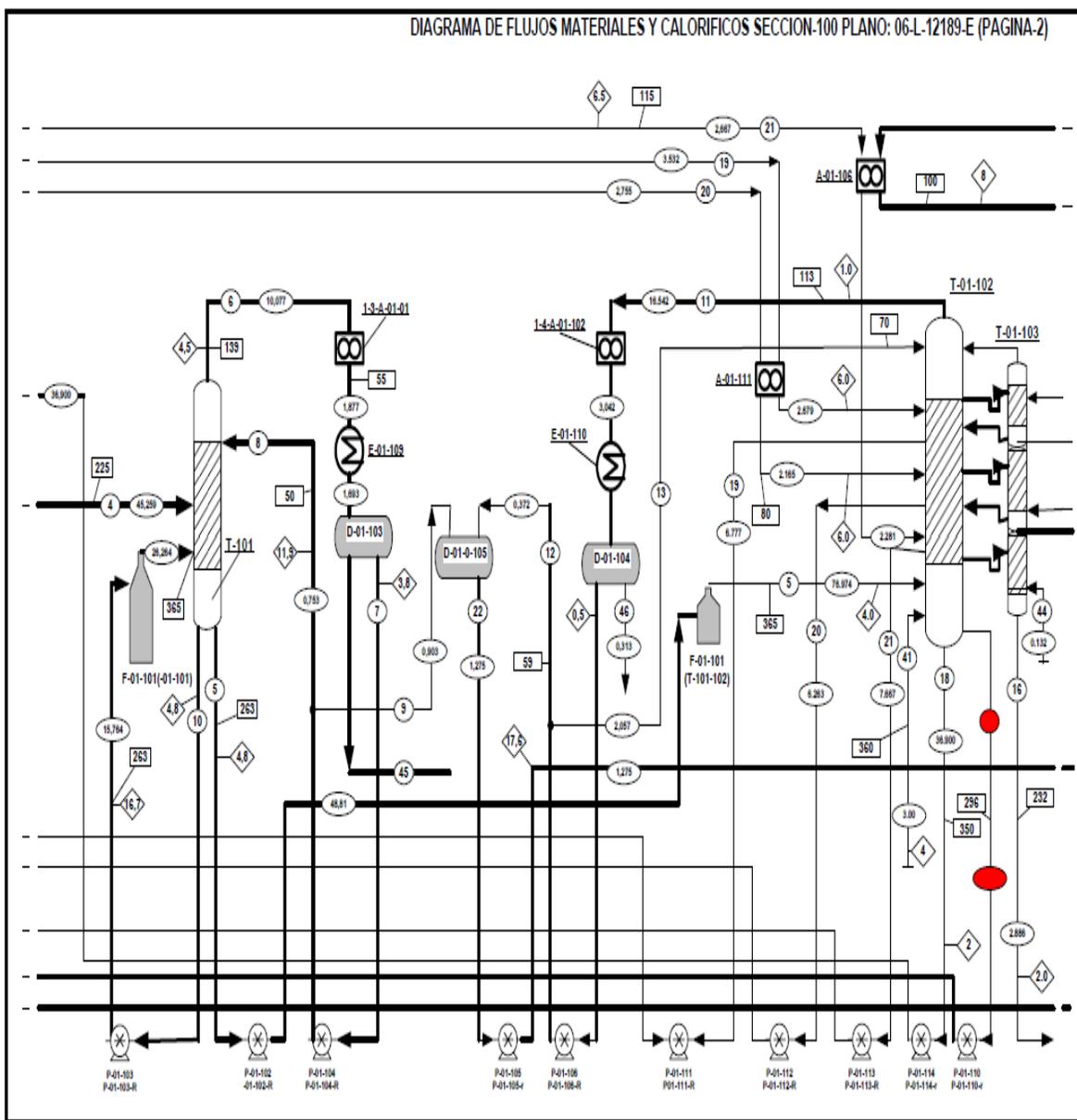
- 36.** SPC: Servicio de Protección Civil. (2002). Procedimiento de evaluación de riesgos tecnológicos en el entorno. Barcelona-España.
- 37.** Storch, J.M. (2001). Manual de Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Petroleras. Fundamentos, evaluación de riesgos y diseño. Mc Graw Hill. Madrid-España.
- 38.** 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.
- 39.** Suardin, Jaffee; Mannan, M. Sam y El-Halwagi, Mahmoud. (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, p.79-90
- 40.** Troncoso, F. M. (2010). Gestión de Riesgo en Instalaciones Tecnológicas. CUJAE: La Habana.
- 41.** Vílchez Sánchez, Juan A. (2001). Análisis de riesgos ambientales y aplicación al diseño de instalaciones industriales. Barcelona.
- 42.** Wells, G. (1997). Major Hazards and their Management. Institution of Chemical Engineers. Houston-USA.

Anexos

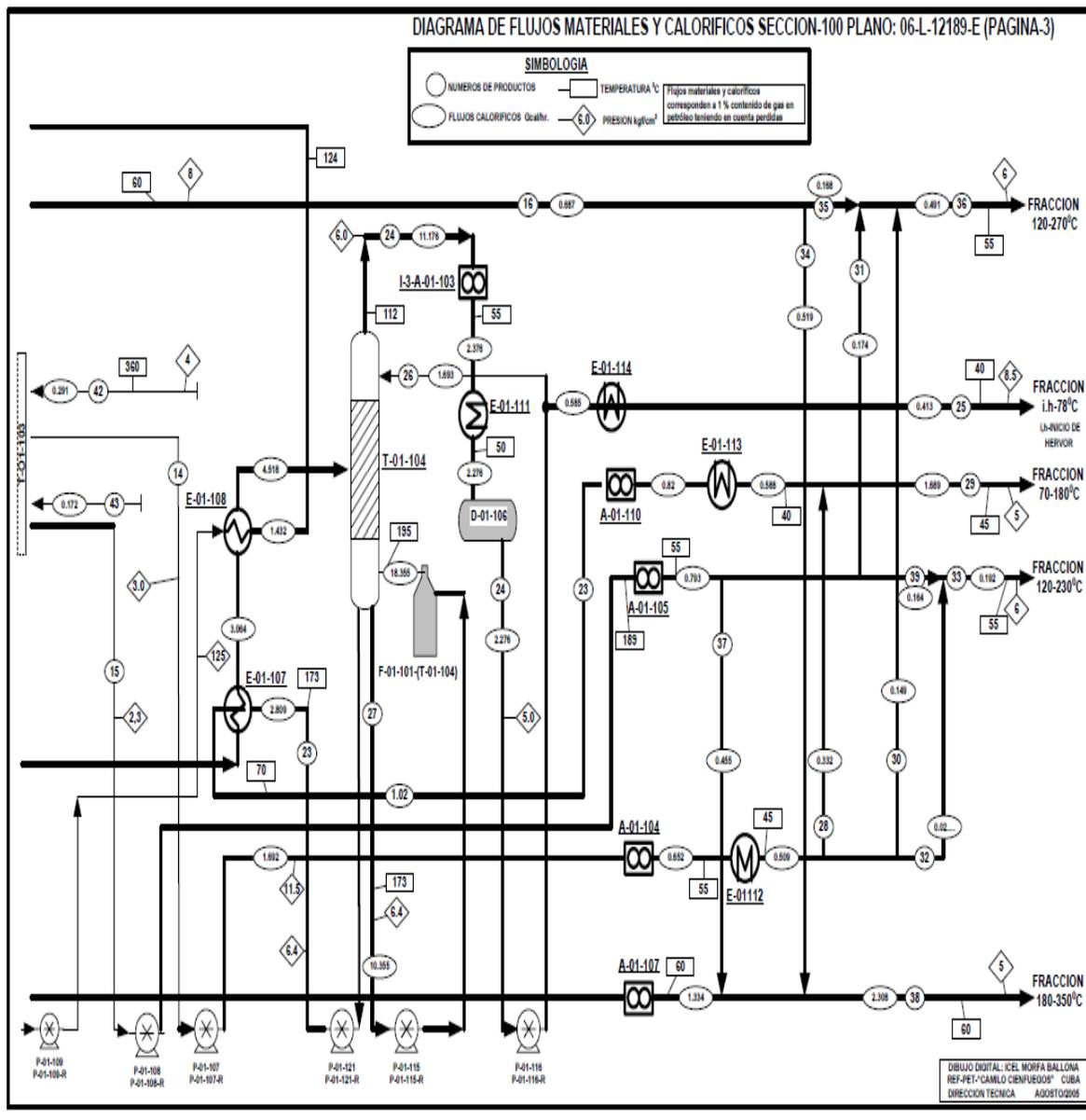
Anexo 1: Diagrama de flujo de la sección 100 de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.



Anexo 1: Continuación



Anexo 1: Continuación



## Anexo 2: Factor material y otras propiedades tomadas de AIChE (1994).

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Acetaldehyde	24	10.5	3	4	2	-36	69
Acetic Acid	14	5.6	3	2	1	103	244
Acetic Anhydride	14	7.1	3	2	1	126	282
Acetone	16	12.3	1	3	0	-4	133
Acetone Cyanohydrin	24	11.2	4	2	2	165	203
Acetonitrile	16	12.6	3	3	0	42	179
Acetyl Chloride	24	2.5	3	3	2	40	124
Acetylene	29	20.7	0	4	3	Gas	-118
Acetyl Ethanolamine	14	9.4	1	1	1	355	304 - 308
Acetyl Peroxide	40	6.4	1	2	4	-	(4)
Acetyl Salicylic Acid [8]	16	8.9	1	1	0	-	-
Acetyl Tributyl Citrate	4	10.9	0	1	0	400	343(1)
Acrolein	29	11.8	4	3	3	-15	127
Acrylamide	24	9.5	3	2	2	-	257(1)
Acrylic Acid	24	7.6	3	2	2	124	286
Acrylonitrile	24	13.7	4	3	2	32	171
Allyl Alcohol	16	13.7	4	3	1	72	207
Allylamine	16	15.4	4	3	1	-4	128
Allyl Bromide	16	5.9	3	3	1	28	160
Allyl Chloride	16	9.7	3	3	1	-20	113
Allyl Ether	24	16.0	3	3	2	20	203
Aluminum Chloride	24	(2)	3	0	2	-	(3)
Ammonia	4	8.0	3	1	0	Gas	-28
Ammonium Nitrate	29	12.4(7)	0	0	3	-	410
Amyl Acetate	16	14.6	1	3	0	60	300
Amyl Nitrate	10	11.5	2	2	0	118	306 - 315
Aniline	10	15.0	3	2	0	158	364
Barium Chlorate	14	(2)	2	0	1	-	-

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Barium Stearate	4	8.9	0	1	0	-	-
Benzaldehyde	10	13.7	2	2	0	148	354
Benzene	16	17.3	2	3	0	12	176
Benzoic Acid	14	11.0	2	1	1	250	482
Benzyl Acetate	4	12.3	1	1	0	195	417
Benzyl Alcohol	4	13.8	2	1	0	200	403
Benzyl Chloride	14	12.6	2	2	1	162	387
Benzyl Peroxide	40	12.0	1	3	4	-	-
Bisphenol A	14	14.1	2	1	1	175	428
Bromine	1	0.0	3	0	0	-	138
Bromobenzene	10	8.1	2	2	0	124	313
o-Bromotoluene	10	8.5	2	2	0	174	359
1,3-Butadiene	24	19.2	2	4	2	-105	24
Butane	21	19.7	1	4	0	-76	31
1-Butanol (Butyl alcohol)	16	14.3	1	3	0	84	243
1-Butene	21	19.5	1	4	0	Gas	21
Butyl Acetate	16	12.2	1	3	0	72	260
Butyl Acrylate	24	14.2	2	2	2	103	300
n-Butylamine	16	16.3	3	3	0	10	171
Butyl Bromide	16	7.6	2	3	0	65	215
Butyl Chloride	16	11.4	2	3	0	15	170
2,3-Butylene Oxide	24	14.3	2	3	2	5	149
Butyl Ether	16	16.3	2	3	1	92	288
t-Butyl Hydroperoxide	40	11.9	1	4	4	< 80 or above	(9)
Butyl Nitrate	29	11.1	1	3	3	97	277
t-Butyl Peracetate	40	10.6	2	3	4	< 80	(4)
t-Butyl Perbenzoate	40	12.2	1	3	4	> 190	(4)
t-Butyl Peroxide	29	14.5	1	3	3	64	176

## Anexo 2: Continuación.

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Calcium Carbide	24	9.1	3	3	2	-	-
Calcium Stearate [6]	4	-	0	1	0	-	-
Carbon Disulfide	21	6.1	3	4	0	-22	115
Carbon Monoxide	21	4.3	3	4	0	Gas	-313
Chlorine	1	0.0	4	0	0	Gas	-29
Chlorine Dioxide	40	0.7	3	1	4	Gas	50
Chloroacetyl Chloride	14	2.5	3	0	1	-	223
Chlorobenzene	16	10.9	2	3	0	84	270
Chloroform	1	1.5	2	0	0	-	143
Chloro Methyl Ethyl Ether	14	5.7	2	1	1	-	-
1-Chloro 1-Nitroethane	29	3.5	3	2	3	133	344
o-Chlorophenol	10	9.2	3	2	0	147	47
Chloropicrin	29	5.8(7)	4	0	3	-	234
2-Chloropropane	21	10.1	2	4	0	-26	95
Chlorostyrene	24	12.5	2	1	2	165	372
Coumarin	24	12.0	2	1	2	-	554
Cumene	16	18.0	2	3	1	96	306
Cumene Hydroperoxide	40	13.7	1	2	4	175	(4)
Cyanamide	29	7.0	4	1	3	286	500
Cyclobutane	21	19.1	1	4	0	Gas	55
Cyclohexane	16	18.7	1	3	0	-4	179
Cyclohexanol	10	15.0	1	2	0	154	322
Cyclopropane	21	21.3	1	4	0	Gas	-29
DER* 331	14	13.7	1	1	1	485	878
Dichlorobenzene	10	8.1	2	2	0	151	357
1,2-Dichloroethylene	24	6.9	2	3	2	36 - 39	140
1,3-Dichloropropene	16	6.0	3	3	0	95	219
2,3-Dichloropropene	16	5.9	2	3	0	59	201

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
3,5-Dichloro Salicylic Acid	24	5.3	0	1	2	-	-
Dichlorostyrene	24	9.3	2	1	2	225	-
Dicumyl Peroxide	29	15.4	0	1	3	-	-
Dicyclopentadiene	16	17.9	1	3	1	90	342
Diesel Fuel	10	18.7	0	2	0	100 - 130	315
Diethanolamine	4	10.0	1	1	0	342	514
Diethylamine	16	16.5	3	3	0	-18	132
m-Diethyl Benzene	10	18.0	2	2	0	133	358
Diethyl Carbonate	16	9.1	2	3	1	77	259
Diethylene Glycol	4	8.7	1	1	0	255	472
Diethyl Ether	21	14.5	2	4	1	-49	94
Diethyl Peroxide	40	12.2	-	4	4	(4)	(4)
Diisobutylene	16	19.0	1	3	0	23	214
Diisopropyl Benzene	10	17.9	0	2	0	170	401
Dimethylamine	21	15.2	3	4	0	Gas	44
2,2-Dimethyl-1-Propanol	16	14.8	2	3	0	98	237
1,2-Dinitrobenzene	40	7.2	3	1	4	302	606
2,4-Dinitro Phenol	40	6.1	3	1	4	-	-
1,4-Dioxane	16	10.5	2	3	1	54	214
Dioxolane	24	9.1	2	3	2	35	165
Diphenyl Oxide	4	14.9	1	1	0	239	496
Dipropylene Glycol	4	10.8	0	1	0	250	449
Di-tert-butyl Peroxide	40	14.5	3	2	4	65	231
Divinyl Acetylene	29	18.2	-	3	3	< -4	183
Divinylbenzene	24	17.4	2	2	2	157	392
Divinyl Ether	24	14.5	2	3	2	< -22	102
DOWANOL* DM	10	10.0	2	2	0	197 (Seta)	381
DOWANOL* EB	10	12.9	1	2	0	150	340

## Anexo 2: Continuación.

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
DOWANOL* PM	16	11.1	0	3	0	90 (Seta)	248
DOWANOL* PnB	10	-	0	2	0	138	338
DOWICIL* 75	24	7.0	2	2	2	-	-
DOWICIL* 200	24	9.3	2	2	2	-	-
DOWFROST*	4	9.1	0	1	0	215 (TOC)	370
DOWFROST* HD	1	-	0	0	0	None	240
DOWFROTH* 250	1	-	0	0	0	300 (Seta)	473
DOWTHERM* 4000	4	7.0	1	1	0	252 (Seta)	330
DOWTHERM* A	4	15.5	2	1	0	232	495
DOWTHERM* G	4	15.5	1	1	0	266 (Seta)	551
DOWTHERM* HT	4	-	1	1	0	322 (TOC)	650
DOWTHERM* J	10	17.8	1	2	0	136 (Seta)	358
DOWTHERM* LF	4	16.0	1	1	0	240	550 - 558
DOWTHERM* Q	4	17.3	1	1	0	249 (Seta)	513
DOWTHERM* SR-1	4	7.0	1	1	0	232	325
DURSBAN*	14	19.8	1	2	1	81 - 110	-
Epichlorohydrin	24	7.2	3	3	2	88	241
Ethane	21	20.4	1	4	0	Gas	-128
Ethanolamine	10	9.5	2	2	0	185	339
Ethyl Acetate	16	10.1	1	3	0	24	171
Ethyl Acrylate	24	11.0	2	3	2	48	211
Ethyl Alcohol	16	11.5	0	3	0	55	173
Ethylamine	21	16.3	3	4	0	< 0	62
Ethyl Benzene	16	17.6	2	3	0	70	277
Ethyl Benzoate	4	12.2	1	1	0	190	414
Ethyl Bromide	4	5.6	2	1	0	None	100
Ethylbutylamine	16	17.0	3	3	0	64	232
Ethyl Butylcarbonate	14	10.6	2	2	1	122	275

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Ethyl Butyrate	16	12.2	0	3	0	75	248
Ethyl Chloride	21	8.2	1	4	0	-58	54
Ethyl Chloroformate	16	5.2	3	3	1	61	203
Ethylene	24	20.8	1	4	2	Gas	-155
Ethylene Carbonate	14	5.3	2	1	1	290	351
Ethylenediamine	10	12.4	3	2	0	110	239
Ethylene Dichloride	16	4.6	2	3	0	56	181 - 183
Ethylene Glycol	4	7.3	1	1	0	232	387
Ethylene Glycol Dimethyl Ether	10	11.6	2	2	0	29	174
Ethylene Glycol Monoacetate	4	8.0	0	1	0	215	347
Ethylenimine	29	13.0	4	3	3	12	135
Ethylene Oxide	29	11.7	3	4	3	-4	51
Ethyl Ether	21	14.4	2	4	1	-49	94
Ethyl Formate	16	8.7	2	3	0	-4	130
2-Ethylhexanal	14	16.2	2	2	1	112	325
1,1-Ethylidene Dichloride	16	4.5	2	3	0	2	135 - 138
Ethyl Mercaptan	21	12.7	2	4	0	<0	95
Ethyl Nitrate	40	6.4	2	3	4	50	190
Ethyl Propyl Ether	16	15.2	1	3	0	< -4	147
p-Ethyl Toluene	10	17.7	3	2	0	887	324
Fluorine	40	-	4	0	4	Gas	-307
Fluorobenzene	16	13.4	3	3	0	5	185
Formaldehyde (Anhydrous Gas)	21	8.0	3	4	0	Gas	-6
Formaldehyde, solutions (37 - 56%)	10	-	3	2	0	140 - 181	206 - 212
Formic Acid	10	3.0	3	2	0	122	213
Fuel Oil #1	10	18.7	0	2	0	100 - 162	304 - 574
Fuel Oil #2	10	18.7	0	2	0	126 - 204	-
Fuel Oil #4	10	18.7	0	2	0	142 - 240	-

## Anexo 2: Continuación.

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Fuel Oil #6	10	18.7	0	2	0	150 - 270	-
Furan	21	12.6	1	4	1	< 32	88
Gasoline	16	18.8	1	3	0	-45	100 - 400
Glycerine	4	6.9	1	1	0	390	340
Glycolonitrile	14	7.6	1	1	1	-	-
Heptane	16	19.2	1	3	0	25	209
Hexachlorobutadiene	14	2.0	2	1	1	-	-
Hexachloro Diphenyl Oxide	14	5.5	2	1	1	-	-
Hexanal	16	15.5	2	3	1	90	268
Hexane	16	19.2	1	3	0	-7	156
Hydrazine (anhydrous)	29	7.7	3	3	3	100	236
Hydrogen	21	51.6	0	4	0	Gas	-423
Hydrogen Cyanide	24	10.3	4	4	2	0	79
Hydrogen Peroxide (40 to 60%)	14	(2)	2	0	1	-	226 - 237
Hydrogen Sulfide	21	6.5	4	4	0	Gas	-76
Hydroxylamine	29	3.2	2	0	3	(4)	158
2-Hydroxyethyl Acrylate	24	8.9	2	1	2	214	410
Hydroxypropyl Acrylate	24	10.4	3	1	2	207	410
Isobutane	21	19.4	1	4	0	Gas	11
Isobutyl Alcohol	16	14.2	1	3	0	82	225
Isobutylamine	16	16.2	2	3	0	15	150
Isobutylchloride	16	11.4	2	3	0	< 70	156
Isopentane	21	21.0	1	4	0	< -60	82
Isoprene	24	18.9	2	4	2	-65	93
Isopropanol	16	13.1	1	3	0	53	181
Isopropenyl Acetylene	24	-	2	4	2	< 19	92
Isopropyl Acetate	16	11.2	1	3	0	34	194
Isopropylamine	21	15.5	3	4	0	-15	93

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Isopropyl Chloride	21	10.0	2	4	0	-26	95
Isopropyl Ether	16	15.6	2	3	1	-18	156
Jet Fuel A & A-1	10	21.7	0	2	0	110 - 150	400 - 550
Jet Fuel B	16	21.7	1	3	0	-10 to +30	-
Kerosene	10	18.7	0	2	0	100 - 162	304 - 574
Lauryl Bromide	4	12.9	1	1	0	291	356
Lauryl Mercaptan	4	16.8	2	1	0	262	289
Lauryl Peroxide	40	15.0	0	1	4	-	-
LORSBAN® 4E	14	3.0	1	2	1	85	166
Lube Oil (mineral)	4	19.0	0	1	0	300 - 450	680
Magnesium	14	10.6	0	1	1	-	2025
Maleic Anhydride	14	5.9	3	1	1	215	395
Methacrylic Acid	24	9.3	3	2	2	171	325
Methane	21	21.5	1	4	0	Gas	-258
Methyl Acetate	16	8.5	1	3	0	14	140
Methylacetylene	24	20.0	2	4	2	Gas	-10
Methyl Acrylate	24	18.7	3	3	2	27	177
Methyl Alcohol	16	8.6	1	3	0	52	147
Methylamine	21	13.2	3	4	0	Gas	21
Methyl Amyl Ketone	10	15.4	1	2	0	102	302
Methyl Borate	16	-	2	3	1	< 80	156
Methyl Carbonate	16	6.2	2	3	1	66	192
Methylcellulose (bag storage)	4	6.5	0	1	0	-	-
Methylcellulose Dust [8]	16	6.5	0	1	0	-	-
Methyl Chloride	21	5.5	1	4	0	-50	-12
Methyl Chloroacetate	14	5.1	2	2	1	135	266
Methylcyclohexane	16	19.0	2	3	0	25	214
Methyl Cyclopentadiene	14	17.4	1	2	1	120	163

## Anexo 2: Continuación.

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Methylene Chloride	4	2.3	2	1	0	-	104
Methylene Diphenyl Diisocyanate	14	12.6	2	1	1	460	(9)
Methyl Ether	21	12.4	2	4	1	Gas	-11
Methyl Ethyl Ketone	16	13.5	1	3	0	16	176
Methyl Formate	21	6.4	2	4	0	-2	89
Methyl Hydrazine	24	10.9	4	3	2	21	190
Methyl Isobutyl Ketone	16	16.6	2	3	1	64	242
Methyl Mercaptan	21	10.0	4	4	0	Gas	43
Methyl Methacrylate	24	11.9	2	3	2	50	213
2-Methylpropanal	24	15.4	3	3	2	35	154
Methyl Vinyl Ketone	24	13.4	4	3	2	20	179
Mineral Oil	4	17.0	0	1	0	380	680
Mineral Seal Oil	10	17.6	0	2	0	275	480 - 680
Monochlorobenzene	16	11.3	2	3	0	84	270
Monoethanolamine	10	9.6	2	2	0	185	339
Naphtha, V.M. & P, Regular	16	18.0	1	3	0	28	212 - 320
Naphthalene	10	16.7	2	2	0	174	424
Nitrobenzene	14	10.4	3	2	1	190	411
Nitrobiphenyl	4	12.7	2	1	0	290	626
Nitrochlorobenzene	4	7.8	3	1	0	261	457 - 475
Nitroethane	29	7.7	1	3	3	82	237
Nitroglycerine	40	7.8	2	2	4	(4)	(4)
Nitromethane	40	5.0	1	3	4	95	213
Nitropropanes	24	9.7	1	3	2	75 - 93	249 - 269
p-Nitrotoluene	14	11.2	3	1	1	223	460
N-SERV*	14	15.0	2	2	1	102	300
Octane	16	20.5	0	3	0	56	258
t-Octyl Mercaptan	10	16.5	2	2	0	115	318 - 329

COMPOUND	MF	Ho BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Oleic Acid	4	16.0	0	1	0	372	547
Pentamethylene Oxide	16	13.7	2	3	1	-4	178
Pentane	21	19.4	1	4	0	< -40	97
Peracetic Acid	40	4.8	3	2	4	105	221
Perchloric Acid	29	(2)	3	0	3	-	66 (9)
Petroleum - Crude	16	21.3	1	3	0	20 - 90	-
Phenol	10	13.4	4	2	0	175	358
2-Picoline	10	15.0	2	2	0	102	262
Polyethylene	10	18.7	-	-	-	NA	NA
Polystyrene Foam	16	17.1	-	-	-	NA	NA
Polystyrene Pellets	10	-	-	-	-	NA	NA
Potassium (metal)	24	-	3	3	2	-	1410
Potassium Chlorate	14	(2)	1	0	1	-	752
Potassium Nitrate	29	(2)	1	0	3	-	752
Potassium Perchlorate	14	-	1	0	1	-	-
Potassium Peroxide	14	-	3	0	1	-	(9)
Propanal	16	12.5	2	3	1	-22	120
Propane	21	19.9	1	4	0	Gas	-44
1,3-Propanediamine	16	13.6	2	3	0	75	276
Propargyl Alcohol	29	12.6	4	3	3	97	237 - 239
Propargyl Bromide	40	13.6 (7)	4	3	4	50	192
Propionic Nitrile	16	15.0	4	3	1	36	207
Propyl Acetate	16	11.2	1	3	0	55	215
Propyl Alcohol	16	12.4	1	3	0	74	207
Propylamine	16	15.8	3	3	0	-35	120
Propylbenzene	16	17.3	2	3	0	86	319
Propylchloride	16	10.0	2	3	0	< 0	115
Propylene	21	19.7	1	4	1	-162	-54

## Anexo 2: Continuación.

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Propylene Dichloride	16	6.3	2	3	0	60	205
Propylene Glycol	4	9.3	0	1	0	210	370
Propylene Oxide	24	13.2	3	4	2	-35	94
n-Propyl Ether	16	15.7	1	3	0	70	194
n-Propyl Nitrate	29	7.4	2	3	3	68	230
Pyridine	16	5.9	2	3	0	68	240
Sodium	24	-	3	3	2	-	1619
Sodium Chlorate	24	-	1	0	2	-	(4)
Sodium Dichromate	14	-	1	0	1	-	(4)
Sodium Hydride	24	-	3	3	2	-	(4)
Sodium Hydrosulfite	24	-	2	1	2	-	(4)
Sodium Perchlorate	14	-	2	0	1	-	(4)
Sodium Peroxide	14	-	3	0	1	-	(4)
Stearic Acid	4	15.9	1	1	0	385	726
Styrene	24	17.4	2	3	2	88	293
Sulfur Chloride	14	1.8	3	1	1 (5)	245	280
Sulfur Dioxide	1	0.0	3	0	0	Gas	14
SYLTHERM <sup>®</sup> 800	4	12.3	1	1	0	> 320 (10)	398
SYLTHERM <sup>®</sup> XLT	10	14.1	1	2	0	108	345
TELONE <sup>®</sup> II	16	3.2	2	3	0	83	220
TELONE <sup>®</sup> C-17	16	2.7	3	3	1	79	200
Toluene	16	17.4	2	3	0	40	232
Toluene 2,4-Diisocyanate	24	10.6	3	1	2	270	484
Tributylamine	10	17.8	3	2	0	145	417
1,2,4-Trichlorobenzene	4	6.2	2	1	0	222	415
1,1,1-Trichloroethane	4	3.1	2	1	0	None	165
Trichloroethylene	10	2.7	2	1	0	None	189
1,2,3-Trichloropropane	10	4.3	3	2	0	160	313

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 <sup>3</sup>	NFPA Classification			Flash Point (deg F)	Boiling Point (deg F)
			N(H)	N(F)	N(R)		
Triethanolamine	14	10.1	2	1	1	354	650
Triethylaluminum	29	16.9	3	4	3	-	365
Triethylamine	16	17.8	3	3	0	16	193
Triethylene Glycol	4	9.3	1	1	0	350	546
Triisobutylaluminum	29	18.9	3	4	3	32	414
Triisopropylbenzene	4	18.1	0	1	0	207	495
Trimethylaluminum	29	16.5	-	3	3	Ignites spontaneously in air	
Tripropylamine	10	17.8	2	2	0	105	313
Vinyl Acetate	24	9.7	2	3	2	18	163
Vinyl Acetylene	29	19.5	2	4	3	Gas	41
Vinyl Allyl Ether	24	15.5	2	3	2	< 68	153
Vinyl Butyl Ether	24	15.4	2	3	2	15	202
Vinyl Chloride	24	8.0	2	4	2	-108	7
4-Vinyl Cyclohexene	24	19.0	0	3	2	61	266
Vinyl Ethyl Ether	24	14.0	2	4	2	< -50	96
Vinylidene Chloride	24	4.2	2	4	2	0	89
Vinyl Toluene	24	17.5	2	2	2	125	334
p-Xylene	16	17.6	2	3	0	77	279
Zinc Chlorate	14	(2)	1	0	1	-	-
Zinc Stearate [8]	4	10.1	0	1	0	530	-

Footnotes: The net Heat of Combustion (Hc) is the value obtained when the water formed in the combustion is considered to be in the vapor state. When Hc is given in kcal/gm mole, it can be converted to BTU/lb by multiplying by 1800 and dividing by molecular weight.

[1] Vacuum distillation.

[6] MF is packaged material.

[2] Material oxidized to higher level of oxid:

[7] Hc equivalent to 6 times heat of decomposition. (Hd)

[3] Sublimes.

[8] Evaluate as a dust.

[4] Explodes on heating.

[9] Decomposes.

[5] Decomposes in water.

[10] After extended use > 600 deg. F., the flash point can potentially drop to 95 deg. F.

Seta = Setaflash Method (See NFPA 321)

NA= Not Applicable

TOC = Tag Open Cup Method

Other Flash Points determined by Tag Closed Cup Method (TCC).

\* Trademark of the Dow Chemical Company

**Anexo 3:** Listas de comprobación ofrecidas por Casal (2001) para determinar las penalidades y bonificaciones.

-----DATOS NECESARIOS PARA EL CALCULO-----	
<p>FACTORES GENERALES DE RIESGO</p> <p>A. Reacciones químicas exotérmicas:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Hidrogenación..... 0,30</li> <li>-Hidrólisis..... 0,30</li> <li>-Isomerización..... 0,30</li> <li>-Sulfonación (ArH + H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = RSO<sub>3</sub>H + H<sub>2</sub>O)..... 0,30</li> <li>-Neutralización (ácido + base)..... 0,30</li> <li>-Alquilación (R + grupo alquilo)..... 0,50</li> <li>-Esterificación (ácido orgánico + alcohol)..... 0,50</li> <li>-Adición (ácido inorgánico + R insaturado):               <ul style="list-style-type: none"> <li>-Moderada..... 0,50</li> <li>-Fuerte..... 0,75</li> </ul> </li> <li>-Oxidación:               <ul style="list-style-type: none"> <li>-Proceso de combustión..... 1,00</li> <li>-Combinación con O<sub>2</sub>..... 0,50</li> <li>-Combinación con un agente vigoroso..... 1,00</li> <li>-Polimerización..... 0,50</li> <li>-Condensación (R1 + R2 = R3 + H<sub>2</sub>O, HCl, etc.)..... 0,50</li> <li>-Halogenación (R + halógeno)..... 1,00</li> <li>-Nitración (RH + HNO<sub>3</sub> = RNO<sub>2</sub> + H<sub>2</sub>O)..... 1,25</li> </ul> </li> </ul> <p>B. Procesos endotérmicos (aplicar sólo a reactores):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Energía con fuego directo (calcinación, pirólisis)..... 0,40</li> <li>-Energía sin fuego directo (incluido electrolisis)..... 0,20</li> <li>-Pirólisis o craqueo..... 0,20</li> </ul> <p>C. Manejo y transferencia de material:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Carga y descarga de líquidos con FP &lt;= 37,8 C que implica co(des)conexión de líneas (ej. mangueras)..... 0,50</li> <li>-Uso de centrifugas, reactores o tanques agitados semi-abiertos con materiales inflam. a la temp. de proceso..... 0,50</li> <li>-Almacenamientos (al exterior o a cubierto):               <ul style="list-style-type: none"> <li>-Gases inflamables (botellas, NF= 3 ó 4)..... 0,85</li> <li>-Líquidos (bidones, garrafas):                   <ul style="list-style-type: none"> <li>Con FP &lt;= 37,8 C (NF = 3 ó 4)..... 0,85</li> <li>Con FP entre 37,8 - 60 C..... 0,25</li> </ul> </li> </ul> </li> </ul>	<p>Sólidos (cajas, sacos, pilas):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>Gránulos &lt;= 40 mm (NF = 2)..... 0,40</li> <li>Espumas, fibras, polvo (NF=3)..... 0,65</li> <li>-Factor adicional por ausencia de rociadores..... 0,20</li> </ul> <p>D. Unidades de proceso en zonas cerradas (3 ó más lados cerrados sin aberturas en las bases):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Filtros y colectores de polvo combustible..... 0,50</li> <li>-Equipos que procesan líquidos combustibles:               <ul style="list-style-type: none"> <li>-Entre FP - BP..... ****</li> <li>-A temp. &gt;= BP..... ****</li> </ul> </li> <li>-Factor de reducción por ventilación mecánica adecuada... 0,50</li> </ul> <p>E. Accesos inadecuados para el equipo de emergencia:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Área de proceso &gt;= 930 m<sup>2</sup> con un sólo acceso..... 0,35</li> <li>-Almacén &gt;= 2312 m<sup>2</sup> con un sólo acceso..... 0,35</li> </ul> <p>F. Drenaje:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Cubeto sin drenaje..... 0,50</li> <li>-Terreno plano o sin capacidad de drenaje..... 0,50</li> <li>-El drenaje afecta a otras unidades o servicios..... 0,50</li> <li>-Cubeto con drenaje sólo parcialmente adecuado..... 0,25</li> <li>(El drenaje es plenamente adecuado si:               <ul style="list-style-type: none"> <li>i. Pendiente &gt; 2% (tierra) o 1% (solera)</li> <li>ii. Balsa a &gt; 8 m o un diámetro de tanque</li> <li>iii. Capacidad balsa &gt; 75% capacidad unidad + agua contra incendios durante 30 min)</li> </ul> </li> </ul> <p>FACTORES ESPECIALES DE RIESGO</p> <p>A. Toxicidad del material..... ****</p> <p>B. Operación a vacío (no utilizar C y D):0,300,00</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Material sensible a la humedad o el O<sub>2</sub>..... 0,50</li> <li>-Riesgo de formación de mezclas inflamables..... 0,50</li> </ul> <p>C. Operación en condiciones de inflamabilidad o próximas:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-En tanques de almacenamiento con pulmonación al aire que contienen líquidos con FP &lt;= 37,8 C (NF = 3 ó 4)..... 0,50</li> <li>-En caso de fallo de instrumentos, equipo o purga..... 0,30</li> <li>-En procesos u operaciones de forma permanente..... 0,80</li> <li>-Descarga de cisternas (con líquidos inflamables a la temp. de operación) en circuito cerrado o inertizado..... 0,30</li> </ul> <p>D. Explosión de polvo (partículas&lt;=420 micras según NFPA).....****</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Factor de reducción por uso de atmósfera de inerte..... 0,50</li> </ul> <p>E. Presión de alivio (válvula seguridad, disco ruptura):</p> <p>Material:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Líquido inflamable/combustible con FP &lt;= 60 C..... ****</li> <li>-Muy viscoso (brea, lubricantes, asfaltos)..... ****</li> <li>-Gas comprimido..... ****</li> <li>-Gas licuado (presión de vapor &gt;= 2.8 bar 37.8 C)..... ****</li> </ul> <p>F. Baja temperatura:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Acero al carbono T &lt; temperatura de transición..... 0,30</li> <li>-Otros materiales a T &lt; temperatura transición..... 0,20</li> </ul> <p>G. Cantidad de material combustible:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Líquidos o gases en proceso:               <ul style="list-style-type: none"> <li>-MATERIAL ESTABLE de FP&lt;=60C o procesado a temp.&gt;=FP..... ****</li> <li>-MATERIAL INESTABLE (Nr = 2, 3, ó 4)..... ****</li> </ul> </li> <li>-Líquidos o gases en almacenamiento:               <ul style="list-style-type: none"> <li>-MATERIAL ESTABLE:                   <ul style="list-style-type: none"> <li>Gas licuado o gas..... ****</li> <li>Líquido con FP &lt;= 37,8 C..... ****</li> <li>Líquido con FP entre 37,8 - 60 C..... ****</li> </ul> </li> <li>-MATERIAL INESTABLE..... ****</li> </ul> </li> <li>-Sólidos en almacenamiento:               <ul style="list-style-type: none"> <li>-MATERIAL ESTABLE:</li> </ul> </li> </ul>

## Anexo 3: Continuación.

Densidad $\geq 160$ kg/m <sup>3</sup> .....	****	-Modificación o adiciones al equipo o tuberías.....	2,00
Densidad $< 160$ kg/m <sup>3</sup> .....	****	-Condiciones anormales previsible.....	3,00
-MATERIAL INESTABLE (Nr $\geq 2$ ).....	****	-BONIFICACION TOTAL CALCULADA (1-X/150).....	1,00
<b>H. Corrosión y erosión:</b>		<b>h. Revisión bibliográfica sobre procesos y reactividad:</b>	
-Corrosión $< 0.5$ mm/año, picaduras o erosión local.....	0,10	-Ocasional.....	0,98
-Corrosión entre 0.5 - 1 mm/año.....	0,20	-Periódica y al día.....	0,91
-Corrosión $> 1$ mm/año.....	0,50		
-Riesgo de rotura por fatiga del material.....	0,75		
-Uso de revestimientos para prevenir la corrosión.....	0,20		
<b>J. Pérdidas de fluido combustible por cierres y juntas:</b>		<b>FACTORES DE BONIFICACION POR AISLAMIENTO DEL MATERIAL</b>	
-Pérdidas menores en sellos equipos rotativos y juntas.....	0,10	<b>a. Válvulas de aislamiento operadas a distancia:</b>	
-Pérdida regular en sellos equipos rotativos y juntas.....	0,30	-Con revisión anual.....	0,96
-Procesos con ciclos de presión o temperatura.....	0,30	-Sin revisión anual.....	0,98
-Pérdidas de fluidos penetrantes o abrasivos.....	0,40	<b>h. Depósito trasvase para emergencia ó venteos conducidos:</b>	
-Presencia de mirillas o juntas de expansión.....	1,50	-Depósito en el área de la unidad.....	0,98
<b>K. Presencia de hornos próximos a la unidad de proceso:</b>		-Depósito fuera del área de la unidad.....	0,96
-Quemador estándar (cámara a depresión):		-Venteos conducidos a antorcha o tanque cerrado.....	0,96
-Material a temp. entre FP - BP.....	****	<b>c. Drenajes:</b>	
-Material a temp. $\geq$ BP.....	****	-Suelo con drenaje capaz de evacuar:	
-Quemador a sobrepresión. Toma de aire elevada ( $>3$ m):		-El 75 % del contenido (pendiente $\geq 2$ % ).....	0,91
-Material a temp. entre FP - BP.....	****	-El 30 % del contenido.....	0,95
-Material a temp. $\geq$ BP.....	****	-Cubeto con drenaje a balsa (a distancia $>$ diám. tanque).....	0,95
<b>L. Uso de equipos de intercambio con aceite térmico:</b>		<b>d. Sistema de bloqueo que impide flujo incorrecto que podría dar reacciones indeseables.....</b>	<b>0,98</b>
-Temp. operación entre FP - BP del aceite.....	****		
-Temp. operación $>$ BP del aceite.....	****	<b>FACTORES DE BONIFICACION POR PROTECCION CONTRA EL FUEGO</b>	
<b>M. Equipos en rotación de gran potencia:</b>		<b>a. Detectores de fugas:</b>	
-Unidad de proceso con bomba $\geq 75$ HP (56 kW).....	0,50	-Que activan una alarma e identifican la zona.....	0,98
-Unidad de proceso con compresor $\geq 600$ HP (447 kW).....	0,50	-Que activan un sistema de protección.....	0,94
-Agitadores y bombas de circulación cuyo fallo puede desarrollar un proceso exotérmico.....	0,50	<b>b. Acero estructural:</b>	
-Equipos problemáticos con gran velocidad de giro (centrífugas, etc.).....	0,50	-Con recubrimiento ignífugo hasta:	
		-Altura $\leq 5$ m.....	0,98
		-Altura entre 5 - 10 m.....	0,97
		-Altura $> 10$ m.....	0,95
		-Con refrigeración por agua:	
		-Sistema de inundación ("deluge").....	0,98
		-Sistema de pulverización ("sprinklers").....	0,97
		<b>c. Tanques:</b>	
		-Con doble pared.....	0,91
		-Enterrados.....	0,84
		<b>d. Agua contra incendio (autonomía <math>\geq 4</math> h, <math>\geq 50</math> % con bombas diesel):</b>	
		-Presión $\leq 7$ bar.....	0,97
		-Presión $> 7$ bar.....	0,94
		<b>e. Sistemas especiales: halón, CO<sub>2</sub>, detectores humo y llama.....</b>	<b>0,91</b>
		<b>f. Rociadores:</b>	
		-Sistemas de inundación ("deluge").....	0,97
		-Sistemas de pulverización:	
		-Tubería húmeda:	
		Riesgo ligero. Capacidad $\leq 8.5$ l/(min m <sup>2</sup> ).....	0,87
		Riesgo ordinario. Capacidad 8.5 - 15 l/(min m <sup>2</sup> ).....	0,81
		Riesgo extra. Capacidad $> 15$ l/(min m <sup>2</sup> ).....	0,74
		-Tubería seca:	
		Riesgo ligero. Capacidad $\leq 8.5$ l/(min m <sup>2</sup> ).....	0,87
		Riesgo ordinario. Capacidad 8.5 - 15 l/(min m <sup>2</sup> ).....	0,84
		Riesgo extra. Capacidad $> 15$ l/(min m <sup>2</sup> ).....	0,81
		-Factor multiplicador para área $> 930$ m <sup>2</sup> :	
		930 - 1860 m <sup>2</sup> .....	1,06
		1860 - 2790 m <sup>2</sup> .....	1,09
		$> 2790$ m <sup>2</sup> .....	1,12
		<b>g. Cortinas de agua (distanciadas a <math>\geq 23</math> m):</b>	
		-1 cortina de altura $\leq 5$ m.....	0,98
		-2 cortinas: 1a. de altura $H \leq 5$ m, 2a. de altura $\leq H+2$ m.....	0,97
		<b>h. Espuma:</b>	
		-Por rociadores ("sprinklers") de funcionamiento:	
		-MANUAL.....	0,94
		-AUTOMATICO.....	0,92
		-En juntas techos flotantes de depósitos con disparo:	
<b>FACTORES DE BONIFICACION POR CONTROL DE PROCESO</b>			
<b>a. Energía de emergencia (con conmutación automática) para los servicios esenciales de la unidad.....</b>	<b>0,98</b>		
<b>b. Refrigeración durante 10 min. de condiciones anormales:</b>			
-Capaz de evacuar el 100 % del calor previsto.....	0,99		
-Capaz de evacuar el 150 % del calor previsto.....	0,97		
<b>c. Sistemas de alivio de:</b>			
-Explosiones (de vapores o polvo).....	0,84		
-Sobrepresiones por condiciones anormales.....	0,98		
<b>d. Parada de emergencia:</b>			
-Automática activada por un sistema redundante.....	0,98		
-De equipos rotativ. críticos (compresores, turbinas):			
MANUAL por alarma de detectores de vibración.....	0,99		
AUTOMATICA por alarma de detectores de vibración.....	0,96		
<b>e. Control por computador:</b>			
-Sólo para asistencia del operador.....	0,99		
-Con lógica "fallo seguro" ("fail safe").....	0,97		
-Puntos críticos con entradas ("inputs") redundantes.....	0,93		
-Impide salidas o señales de mando críticas.....	0,93		
-Con posibilidad de mando directo por el operador.....	0,93		
<b>f. Gas inerte:</b>			
-Para "blanketing" o "padding".....	0,96		
-Para inertización total rápida en caso de emergencia.....	0,94		
<b>g. Instrucciones de operación escritas para:</b>			
-Puesta en marcha.....	0,50		
-Parada rutinaria.....	0,50		
-Condiciones normales.....	0,50		
-Operación a baja capacidad.....	0,50		
-Operación a reciclo total ("standby").....	0,56		
-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		

Anexo 3: Continuación.

-MANUAL.....	0,97	F1. Factor general de riesgo.....	
-AUTOMATICO (activado por detectores de llama).....	0,94	F2. Factor especial de riesgo.....	
-En depósitos:		F3. Factor de riesgo (F1 x F2).....	
-Dentro de la cámara de aire.....	0,95	A-1. Índice de incendio y explosión (F3 x MF).....	
-AUTOMATICO sobre la carcasa (monitores, etc.).....	0,97	A-2. Radio de exposición (m).....	
-MANUAL sobre la carcasa (mangueras, etc.).....	0,94	A-3. Valor del área de exposición (mill. de \$ de 1986).....	
j. Extintores portátiles - monitores:		<b>B. FACTOR DE DAÑO.....</b>	
-Extintores portátiles.....	0,98	C. MPPD Básico (A-3 x B, en mill. de \$ de 1986).....	
-Extintores portátiles y monitores manuales.....	0,97	<b>D. FACTOR DE BONIFICACION EFECTIVO .....</b>	
-Extintores portátiles y monitores telecomandados.....	0,95	C1. Factor de bonificación por control de proceso.....	
k. Protección de cables:		C2. Factor de bonific. por protección contra el fuego.....	
-Bandejas con sistemas de agua pulverizada.....	0,98	Factor de bonificación (C1xC2xC3).....	
-Bandejas enterradas.....	0,94	<b>E. MPPD Efectivo (C x D, en mill. de \$ de 1986).....</b>	
<b>RESUMEN DEL ANALISIS DE RIESGO</b>		<b>F. DIAS PERDIDOS (MPDO)</b>	
<b>CORRECCION DEL FACTOR DE MATERIAL POR TEMPERATURA</b>		Margen superior con un 70% de probabilidad.....	
-Número "NFPA" de incendio (Nf) corregido.....		Valor medio.....	
-Número "NFPA" de reactividad (Nr) corregido.....		Margen inferior con un 70% de probabilidad.....	
-Factor de material (MF) a la temperatura de operación.....			
<b>A. INDICE DE INCENDIO Y EXPLOSION</b>			

**Anexo 4:** Unidades de proceso seleccionadas para el análisis de riesgo mediante el IFE de Dow.

**Tabla 4.1.** Unidades de proceso, equipos y sustancias involucradas.

<b>Unidades</b>	<b>Sustancias que se manejan</b>
<b>1.</b> Compuesta por los intercambiadores de calor 1E-101 y 2E-101 Incluye la bomba P-101	- Crudo - Primer flujo recirculante de la T-102
<b>2.</b> Compuesta por los intercambiadores de calor 1E-102 y 2E-102	- Crudo - Segundo flujo recirculante de la T-102
<b>3.</b> Compuesta por los intercambiadores de calor 1E-103 y 2E-103	- Crudo - Tercer flujo recirculante de la T-102
<b>4.</b> Compuesta por los intercambiadores de calor 1E-104 y 2E-104	- Crudo - <i>Fuel oil</i>
<b>5.</b> Primera etapa de desalación eléctrica. Compuesta por los electrodeshidratadores 1,2 D-101	- Crudo
<b>6.</b> Segunda etapa de desalación eléctrica. Compuesta por los electrodeshidratadores 1,2 D-102	- Crudo
<b>7.</b> Compuesta por el intercambiador de calor 1E-105	- Crudo desalado y deshidratado - Fracción 270-350°C de la T-102
<b>8.</b> Compuesta por el intercambiador de calor 2E-105	- Crudo desalado y deshidratado - Fracción 270-350°C de la T-102
<b>9.</b> Compuesta por los intercambiadores de calor 1,2,3E-106	- Crudo desalado y deshidratado - Crudo reducido
<b>10.</b> Compuesta por los intercambiadores de calor 4,5,6E-106	- Crudo desalado y deshidratado - Crudo reducido

Tabla 4.1. Continuación.

<b>11.</b> Torre desgasolinadora T-101	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Crudo</li> <li>- Fracción pie 105°C</li> <li>- Crudo desgasolinado</li> <li>- Crudo desgasolinado (caliente)</li> </ul>
<b>12.</b> Enfriador por aire 1,2A-101	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 105°C</li> <li>- Fracción pie 105°C (condensado)</li> </ul>
<b>13.</b> Enfriador por aire 3A-101	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 105°C</li> <li>- Fracción pie 105°C (condensado)</li> <li>- Fracción pie 105°C (Gases del tope del tambor D-103)</li> </ul>
<b>14.</b> Tambor de reflujo D-103 Incluye la bomba P-104	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 105°C (condensado)</li> <li>- Fracción pie 105°C (Gases del tope del tambor D-103)</li> </ul>
<b>15.</b> Enfriador E-109	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 105°C (proveniente de los enfriadores 1,2,3 A-101)</li> <li>- Fracción pie 120°C (proveniente del enfriador 3A-102)</li> </ul>
<b>16.</b> Tambor D-105 Incluye la bomba P-105	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 105°C (excesos de los tambores D-103 y D-104)</li> <li>- Fracción pie 105°C (proveniente del enfriador E-109)</li> <li>- Fracción pie 120°C (proveniente del enfriador E-109)</li> <li>- Fracción 70-120°C inestable</li> </ul>
<b>17.</b> Horno F-101/T-101 Incluye la bomba P-103	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Crudo desgasolinado</li> <li>- Crudo desgasolinado (caliente)</li> </ul>
<b>18.</b> Horno F-101/T-102 Incluye la bomba P-102	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Crudo desgasolinado</li> <li>- Crudo desgasolinado (caliente)</li> </ul>

Tabla 4.1. Continuación.

<p><b>19.</b> Destilación atmosférica</p> <p>Incluye la torre de destilación T-102</p> <p>Incluye las bombas P-110, P-111, P-112, P-113 y P-114</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Crudo desgasolinado</li> <li>- Fracción pie 120°C</li> <li>- Fracción 120-180°C</li> <li>- Fracción 180-230°C</li> <li>- Fracción 230-270°C</li> <li>- Fracción 270-350°C</li> <li>- Primer flujo recirculante de la T-102</li> <li>- Segundo flujo recirculante de la T-102</li> <li>- Tercer flujo recirculante de la T-102</li> <li>- Crudo reducido</li> </ul>
<p><b>20.</b> Enfriadores por aire 2,3,4 A-102</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 120°C</li> </ul>
<p><b>21.</b> Tambor de reflujo D-104</p> <p>Incluye la bomba P-106</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 120°C (fría)</li> </ul>
<p><b>22.</b> Enfriador por aire 1A-102</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 120°C (proveniente del tambor D-104)</li> </ul>
<p><b>23.</b> Intercambiador E-110</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 120°C (proveniente del enfriador 1A-102)</li> </ul>
<p><b>24.</b> Primera sección de la torre despojadora T-103</p> <p>Incluye la bomba P-107</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 120-180°C</li> <li>- Fracción 120-180°C (ligera)</li> </ul>
<p><b>25.</b> Segunda sección de la torre despojadora T-103</p> <p>Incluye la bomba P-108</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 180-230°C</li> <li>- Fracción 180-230°C (ligera)</li> </ul>
<p><b>26.</b> Tercera sección de la torre despojadora T-103</p> <p>Incluye la bomba P-109</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 230-270°C</li> <li>- Fracción 230-270°C (ligera)</li> </ul>
<p><b>27.</b> Enfriador por aire A-107</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 270-350°C (proveniente del intercambiador 1E-105)</li> </ul>

Tabla 4.1. Continuación.

28. Enfriador por aire A-109	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 270-350°C (proveniente del intercambiador 2E-105)</li> <li>- Fracción 230-270°C (proveniente del enfriador E-108)</li> </ul>
29. Enfriador A-111	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Primer flujo recirculante de la T-102 (proveniente del intercambiador 1E-101)</li> <li>- Segundo flujo recirculante de la T-102 (proveniente del intercambiador 1E-102)</li> </ul>
30. Enfriador A-106	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tercer flujo recirculante de la T-102 (proveniente del intercambiador 1E-103)</li> <li>- Fracción 230-270°C (proveniente del enfriador E-108)</li> </ul>
31. Enfriadores por aire 1,2 A-108	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Crudo reducido (proveniente de los intercambiadores 1,2E-104)</li> </ul>
32. Enfriador por aire A-104	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 120-180°C (proveniente del fondo de la T-103)</li> </ul>
33. Intercambiador por agua E-112	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 120-180°C (proveniente del enfriador A-104)</li> </ul>
34. Enfriador por aire A-105	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 180-230°C (proveniente del fondo de la T-103)</li> </ul>
35. Intercambiador E-107 Incluye la bomba P-121	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 70-120°C inestable (proveniente del tambor D-105)</li> <li>- Fracción 70-120°C estable (proveniente del fondo de la T-104)</li> </ul>

Tabla 4.1. Continuación.

36. Intercambiador E-108	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 230-270°C (proveniente del fondo de la T-103)</li> <li>- Fracción 70-120°C inestable (proveniente del intercambiador E-107)</li> </ul>
37. Estabilización Incluye la torre estabilizadora T-104	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 70-120°C inestable (proveniente del E-108)</li> <li>- Fracción pie 70°C inestable</li> <li>- Fracción 70-120°C estable</li> </ul>
38. Enfriadores por aire 1,2,3A-103	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 70°C inestable (proveniente de la T-104)</li> </ul>
39. Enfriador por agua E-111	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 70°C inestable (proveniente de los enfriadores por aire 1,2,3A-103)</li> </ul>
40. Tambor de reflujo D-106 Incluye la bomba P-116	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 70°C inestable (proveniente del E-111)</li> </ul>
41. Enfriador por agua E-114	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción pie 70°C (exceso del tambor D-106)</li> </ul>
42. Horno F-101/T-104 Incluye la bomba P-115	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 70-120°C estable</li> <li>- Fracción 70-120°C estable (caliente)</li> </ul>
43. Enfriador por aire A-110	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 70-120°C estable (proveniente del E-107)</li> </ul>
44. Intercambiador por agua E-113	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fracción 70-120°C estable (proveniente del A-110)</li> </ul>

**Anexo 5:** Resultados de la aplicación de la metodología del IFE de Dow para todas las unidades de proceso.

**Tabla 5.1.** Resultados de las etapas 2, 3 y 4.

Unidades	FM	F <sub>1</sub>	F <sub>2</sub>	F <sub>3</sub>	IFE
1	21	1,85	2,45	4,53	95,18
2	16	1,85	1,94	3,58	57,42
3	21	1,85	1,93	3,57	74,98
4	21	1,85	1,99	3,68	77,31
5	21	1,85	2,74	5,06	106,44
6	21	1,85	2,74	5,06	106,44
7	21	1,85	1,66	3,07	64,49
8	21	1,85	1,76	3,25	68,37
9	21	1,85	1,8	3,33	69,93
10	21	1,85	1,81	3,34	70,31
11	21	1,85	<b>3,98</b>	<b>7,36</b>	<b>154,62</b>
12	21	1,85	0,57	1,05	22,14
13	21	1,85	0,57	1,05	22,14
14	21	1,85	2,57	4,75	99,84
15	21	1,85	0,56	1,03	21,75
16	21	1,85	2,62	4,84	101,78
17	21	<b>3,8</b>	3,35	<b>12,73</b>	<b>267,33</b>
18	21	<b>3,8</b>	3,38	<b>12,84</b>	<b>269,72</b>
19	21	<b>2,3</b>	<b>4,6</b>	<b>10,58</b>	<b>222,18</b>
20	21	1,85	0,3	0,55	11,65
21	21	1,85	2,4	4,44	93,24
22	21	1,85	0,3	0,55	11,65
23	21	1,85	0,3	0,55	11,65
24	21	<b>2,3</b>	1,5	3,45	72,45
25	21	<b>2,3</b>	1,5	3,45	72,45
26	21	<b>2,3</b>	1,5	3,45	72,45
27	16	1,85	0,782	1,44	23,14
28	16	1,85	0,672	1,24	19,89
29	21	1,85	0,733	1,35	28,47
30	16	1,85	0,692	1,28	20,48
31	21	1,85	0,801	1,48	31,11
32	16	1,85	0,769	1,42	22,76
33	16	1,85	0,75	1,38	22,2
34	16	1,85	0,822	1,52	24,33
35	21	1,85	0,93	1,72	36,13
36	21	1,85	0,85	1,57	33,02
37	21	1,85	<b>4,58</b>	<b>8,47</b>	<b>177,93</b>

Tabla 5.1. Continuación

Unidades	FM	F <sub>1</sub>	F <sub>2</sub>	F <sub>3</sub>	IFE
38	21	1,85	0,61	1,12	23,69
39	16	1,85	0,61	1,12	18,05
40	16	1,85	2,9	5,36	85,84
41	16	1,85	0,58	1,07	17,16
42	21	<b>3,8</b>	<b>3,6</b>	<b>13,68</b>	<b>287,28</b>
43	21	1,85	0,80	1,49	31,42
44	16	1,85	0,79	1,46	23,38

Tabla 5.2. Resultados de las etapas desde la 5 hasta la 7.

Unidades	F <sub>D</sub> (fig 2.7)	RE (fig 2.8) en ft	RE (m)	AE (m <sup>2</sup> )	FE
1	0,69	79,95	24,36	1 865,74	0,31
2	0,42	48,23	14,70	679,08	0,11
3	0,62	62,98	19,19	1 157,80	0,19
4	0,63	64,94	19,79	1 230,90	0,20
5	0,72	89,41	27,25	2 333,57	0,38
6	0,72	89,41	27,25	2 333,57	0,38
7	0,58	54,17	16,51	856,51	0,14
8	0,6	57,43	17,50	962,82	0,16
9	0,61	58,74	17,90	1 007,08	0,167
10	0,61	59,06	18,00	1 018,30	0,169
11	0,82	129,88	39,58	4 923,63	0,82
12	0,42	18,60	5,66	100,98	0,0168
13	0,42	18,60	5,66	100,98	0,0168
14	0,7	83,86	25,56	2 052,98	0,342
15	0,42	18,27	5,57	97,47	0,016
16	0,72	85,50	26,06	2 133,64	0,35
17	1	224,55	68,44	<b>14 717,47</b>	<b>2,45</b>
18	1	226,56	69,05	<b>14 982,25</b>	<b>2,49</b>
19	0,9	186,63	56,88	<b>10 165,94</b>	<b>1,69</b>
20	0,37	9,79	2,98	27,97	0,0046

Tabla 5.2. Continuación.

Unidades	F <sub>D</sub> (fig 2.7)	RE (fig 2.8) en ft	RE (m)	AE (m <sup>2</sup> )	FE
21	0,68	78,322	23,872	1 790,369	0,298
22	0,37	9,790	2,984	27,975	0,005
23	0,37	9,790	2,984	27,975	0,005
24	0,63	60,858	18,550	1 080,973	0,180
25	0,63	60,858	18,550	1 080,973	0,180
26	0,63	60,858	18,550	1 080,973	0,180
27	0,31	19,444	5,926	110,340	0,018
28	0,30	16,709	5,093	81,482	0,014
29	0,44	23,921	7,291	167,004	0,028
30	0,30	17,206	5,244	86,404	0,014
31	0,45	26,140	7,967	199,428	0,033
32	0,31	19,120	5,828	106,702	0,018
33	0,31	18,648	5,684	101,495	0,017
34	0,32	20,438	6,230	121,917	0,020
35	0,47	30,350	9,251	268,835	0,045
36	0,45	27,739	8,455	224,573	0,037
37	0,83	149,464	45,557	<b>6 520,051</b>	<b>1,087</b>
38	0,43	19,907	6,068	115,659	0,019
39	0,29	15,167	4,623	67,140	0,011
40	0,53	72,106	21,978	1 517,461	0,253
41	0,29	14,421	4,396	60,698	0,010
42	1,00	241,315	73,553	<b>16 996,08</b>	<b>2,833</b>
43	0,46	26,401	8,047	203,431	0,034
44	0,33	19,643	5,987	112,610	0,019

Tabla 5.3. Resultados de las etapas 8 y 9.

Unidades	IOE (\$) 2015	VRE (\$) abs	VRE (\$) rel	DMPPo (\$)
1	855 435,882	701 457,423	10 426 334,656	7 194 170,913
2	495 132,846	406 008,933	3 794 934,876	1 593 872,648
3	607 467,499	498 123,350	6 470 146,432	4 011 490,788
4	607467,499	498 123,350	6 878 688,525	4 333 573,771
5	616 303,804	505 369,120	13 040 691,389	9 389 297,800
6	616 303,804	505 369,120	13 040 691,389	9 389 297,800
7	255 555,984	209 555,907	4 786 473,599	2 776 154,687
8	255 555,984	209 555,907	5 380 527,152	3 228 316,291
9	827 467,064	678 522,993	5 627 875,766	3 433 004,217
10	827 467,064	678 522,993	5 690 581,419	3 471 254,666
11	3 204 251,10	2 627 485,9	27 514 754,100	22 562 098,36
12	398 790,940	327 008,571	564 350,875	237 027,368
13	199 395,470	163 504,286	564 350,875	237 027,368
14	529 286,785	434 015,164	11 472 702,669	8 030 891,868
15	221 867,267	181 931,159	544 722,790	228 783,572
16	477 048,543	391 179,805	11 923 453,830	8 584 886,75
17	4 314 923,73	3 538 237,46	82 245 632,004	82 245 632,0
18	5 925 394,09	4 858 823,15	83 725 283,873	83 725 283,87
19	4 833 852,99	3 963 759,45	56 810 337,626	51 129 303,86
20	598 186,411	490 512,857	156 329,882	57 842,056
21	564 837,365	463 166,639	10 005 112,473	6 803 476,48
22	199 395,470	163 504,286	156 329,882	57 842,056

Tabla 5.3 Continuación

Unidades	IOE (\$) 2015	VRE (\$) abs	VRE (\$) rel	DMPPo (\$)
23	226 933,130	186 085,167	156 329,882	57 842,056
24	204 503,183	167 692,610	6 040 796,770	3 805 701,965
25	214 754,621	176 098,789	6 040 796,770	3 805 701,965
26	210 468,346	172 584,044	6 040 796,770	3 805 701,965
27	199 395,470	163 504,286	616 615,409	191 150,777
28	199 395,470	163 504,286	455 343,785	136 603,136
29	199 395,470	163 504,286	933 270,291	410638,928
30	200 551,713	164 452,405	482 850,912	144 855,274
31	398 790,940	327 008,571	1 114 460,099	501 507,044
32	201 011,096	164 829,099	596 284,537	184 848,206
33	211 871,800	173 734,876	567 183,247	175 826,806
34	201 011,096	164 829,099	681 309,591	218 019,069
35	331 592,588	271 905,922	1 502 330,170	706 095,180
36	238 538,384	195 601,475	1 254 981,556	564 741,70
37	5 962 569,05	4 889 306,62	36 435 979,38	30 241 862,89
38	598 186,411	490 512,857	646 337,214	277 925,002
39	210 646,454	172 730,093	375 198,020	108 807,426
40	553 332,357	453 732,533	8 480 019,743	4 494 410,464
41	220 004,431	180 403,634	339 200,790	98 368,229
42	2 248 826,47	1 844 037,71	94 979 139,29	94 979 139,29
43	201 708,930	165 401,322	1 136 832,642	522943,015
44	225 099,492	184 581,584	629 296,114	207 667,718
IOTP(\$): $\sum$ IOE = 40 889 974,538				

Tabla 5.4. Etapas 10 y 11.

Unidades	C1	C2	C3	FB	DMPP(\$)
1	0,390	0,900	0,730	0,256	1 843 362,413
2	0,390	0,900	0,730	0,256	408 397,989
3	0,390	0,900	0,730	0,256	1 027 864,285
4	0,390	0,900	0,730	0,256	1 110 391,607
5	0,394	0,900	0,730	0,259	2 430 494,850
6	0,394	0,900	0,730	0,259	2 430 494,850
7	0,390	0,900	0,730	0,256	711 334,116
8	0,390	0,900	0,730	0,256	827 191,483
9	0,390	0,900	0,730	0,256	879 638,671
10	0,390	0,900	0,730	0,256	889 439,583
11	0,394	0,858	0,647	0,219	4 934 774,122
12	0,394	0,900	0,730	0,259	61 356,430
13	0,394	0,900	0,730	0,259	61 356,430
14	0,394	0,900	0,730	0,259	2 078 860,607
15	0,394	0,900	0,730	0,259	59 222,458
16	0,394	0,900	0,730	0,259	2 222 266,616
17	0,394	0,900	0,730	0,259	21 289 939,809
18	0,394	0,900	0,730	0,259	21 672 959,533
19	0,394	0,858	0,647	0,219	11 182 983,139
20	0,394	0,900	0,730	0,259	14 972,879
21	0,394	0,900	0,730	0,259	1 761 134,315
22	0,394	0,900	0,730	0,259	14 972,879
23	0,394	0,858	0,647	0,219	12 651,194
24	0,394	0,858	0,647	0,219	832 381,779
25	0,394	0,858	0,647	0,219	832 381,779
26	0,394	0,900	0,730	0,259	985 136,399
27	0,394	0,900	0,730	0,259	49 480,908
28	0,394	0,900	0,730	0,259	35 360,814
29	0,394	0,900	0,730	0,259	106 297,172
30	0,394	0,900	0,730	0,259	37 496,946
31	0,394	0,900	0,730	0,259	129 819,110
32	0,394	0,900	0,730	0,259	47 849,437
33	0,394	0,900	0,730	0,259	45 514,175
34	0,394	0,900	0,730	0,259	56 435,980
35	0,394	0,900	0,730	0,259	182 778,386

**Tabla 5.4.** Continuación.

<b>Unidades</b>	<b>C1</b>	<b>C2</b>	<b>C3</b>	<b>FB</b>	<b>DMPP(\$)</b>
36	0,394	0,858	0,647	0,219	123 520,104
37	0,394	0,900	0,730	0,259	7 828 348,145
38	0,394	0,900	0,730	0,259	71 943,110
39	0,394	0,900	0,730	0,259	28 165,673
40	0,394	0,900	0,730	0,259	1 163 414,104
41	0,394	0,900	0,730	0,259	25 463,403
42	0,394	0,900	0,730	0,259	24 586 110,040
43	0,394	0,900	0,730	0,259	135 367,983
44	0,394	0,900	0,730	0,259	53 756,450